

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



EXAMENES PROFESIONALES
FACULTAD DE QUIMICA

" ANÁLISIS DE RIESGOS EN LA SECCIÓN DE CARGA Y
REACCIÓN PARA UNA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO
FLUIDIZADO"

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE

INGENIERA QUÍMICA

P R E S E N T A :

FERNANDA ADRIANA CAMACHO ALANÍS

292951

MÉXICO, D.F.

2001





Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE. Prof. JOSE ANTONIO ORTIZ RAMIREZ
VOCAL. Prof. NÉSTOR NOE LOPEZ CASTILLO
SECRETARIO. Prof. M. JAVIER CRUZ GOMEZ
1º. SUPLENTE. Prof. JESUS ARTURO BUTRON SILVA
2º. SUPLENTE. Prof. EDUARDO VIVALDO LIMA

SITIO DONDE SE REALIZO EL TEMA:

LABORATORIO E-212, FACULTAD DE QUIMICA, UNAM.

ASESOR



DR. M. JAVIER CRUZ GOMEZ

SUPERVISOR TECNICO



ING. MARIO A. MUÑOZ MEDINA

SUSTENTANTE



FERNANDA ADRIANA CAMACHO ALANIS

*A mis Padres y Hermanas les agradezco el apoyo brindado
para concluir mis estudios profesionales.*

El espíritu Universitario

Quisiera dedicar un espacio a esta gran casa de estudios que me abrió sus puertas, por lo cual estaré siempre agradecida.

Algo maravilloso que ha sido para mí durante esta etapa; es que en la universidad puedes conocer a todo tipo de personas de todas las clases sociales y culturales que hacen sensibilizarte y ser tolerante ante las ideas de otros; además, como su nombre lo indica, la universidad es un universo donde puedes aprender no solo lo que brinda la carrera sino que puedes realizar otras actividades que complementan tu formación, lo único que necesitas es buscarlo.

Por último, algo que me ha motivado a seguir estudiando se lo debo a aquellos profesores que compartieron sus experiencias personales con respecto a su vida profesional.

En resumen, estoy orgullosa de ser universitaria y llevaré siempre en alto el nombre de nuestra Universidad Nacional Autónoma de México.

“POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU”

Fernanda A. Camacho Alanís

Mayo del 2001



ÍNDICE

	PAGINA
Objetivos.....	1
Justificación.....	2
CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN	
I.1 Antecedentes de los Análisis de Riesgos.....	5
I.2 Importancia del Análisis de Riesgos como parte de la formación del Ingeniero Químico.....	7
CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO	
II.1 Métodos de Análisis de Riesgos.....	9
II.2 HazOp (hazard and operability).....	11
II.2.1 Desarrollo del estudio HazOp.....	12
II.3 Árbol de Fallas.....	18
II.3.1 Desarrollo del Árbol de Fallas.....	21
II.4 Descripción del proceso de una planta de craqueo catalítico Fluidizado.....	22
II.4.1 Generalidades.....	22
II.4.2 Reacciones de Craqueo.....	23
II.4.3 Proceso Catalítico.....	25
II.4.3.1 Sección de Recuperación de Vapores.....	26
CAPÍTULO III. TRABAJO DE CAMPO	
III.1 Hojas de Registro de las sesiones HazOp.....	31
III.2 Selección de Nodos.....	34
III.3 Sección de Carga	
III.3.1 Descripción Detallada del Proceso.....	36
III.3.2 Análisis HazOp de la sección de Precaentamiento.....	38
III.4 Sección de Reacción.....	51
III.4.1 Descripción Detallada del Proceso.....	51
III.4.2 Análisis HazOp para la Sección de Reacción.....	58





III.5	Análisis de Árbol de Fallas	75
III.5.1	Daño al Tanque de Balance 12-F.....	76
III.5.2	Incendio en el calentador 2-B.....	79
III.5.3	Explosión Interna en el Convertidor 1-D.....	83
CAPITULO IV CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES		85
IV.1	Conclusiones y Recomendaciones del HazOp.....	86
IV.2	Conclusiones y Recomendaciones del Árbol de Fallas.....	90
IV.3	Conclusiones Finales.....	92
NOTAS Y BIBLIOGRAFÍA		93

ÍNDICE DE TABLAS

TABLA		PÁGINA
2.1	Palabras Guía y su Significado.....	15
2.2	Relación de Parámetros y Palabras Guía.....	16
2.3	Símbolos Comúnmente en utilizados en el Análisis de Árbol de Fallas.....	20
3.1	Niveles de Frecuencia.....	31
3.2	Niveles de Gravedad.....	31
3.3	Matriz de Riesgos.....	32
3.4	Relación de Frecuencia y Probabilidad.....	75





ÍNDICE DE DIAGRAMAS

DIAG	NOMBRE	PAGINA
2.1	Diagrama de Flujo de la Técnica HazOp.....	17
DBP-1	Diagrama de Bloques de una Planta Catalítica de Lecho Fluidizado.....	28
DFP-1	Diagrama de Proceso de una Planta Catalítica de Lecho Fluidizado.....	29
DTI-01	Diagrama de Tubería e Instrumentación de la Sección de Precalentamiento de Carga.....	36
DTI-02	Diagrama de Tubería e Instrumentación del Sistema de Aireación y Gasóleo a Desintegración Catalítica.....	55
DTI-03	Diagrama de Tubería e Instrumentación del Reactor de Desintegración Catalítica.....	56
DTI-04	Diagrama de Tubería e Instrumentación del Soplador de Aire 1-J y Secc. del Compresor.....	57
AAF-D1	Diagrama de Tubería e Instrumentación del Sistema del Tanque de Balance 12-F.....	77
AAF-01	Diagrama de Árbol de Fallas para el Daño en el Tanque de Balance 12-F.....	78
AAF-D2	Diagrama de Tubería e Instrumentación del Calentador 2-B.....	80
AAF-02.1	Diagrama de Árbol de Fallas para el Incendio en el Calentador 2-B.....	81
AAF-02.2	Diagrama de Árbol de Fallas para el Incendio en el Calentador 2-B.....	82
AAF-03	Diagrama de Árbol de Fallas para la Explosión Interna en el Regenerador.....	84





OBJETIVOS

1. Identificar riesgos y problemas de operatividad en la sección de carga y reacción en una planta de craqueo catalítico fluidizado, por medio de la técnica HazOp (Hazard and Operability).
2. Mediante la aplicación del método HazOp, determinar eventos de riesgos para la sección de carga y reacción.
3. Señalar la importancia que tiene la asignatura de Seguridad Industrial en la formación del Ingeniero Químico.





JUSTIFICACIÓN

El presente trabajo, fue posible lograrlo gracias a que se realizó un proyecto de Análisis de Riesgos para algunos sectores de la industria petrolera, elaborado por la Facultad de Química de la UNAM.

En un esfuerzo para contribuir en el cuidado del medio ambiente y la seguridad, la industria petrolera de nuestro país ha creado organismos que vigilan el buen funcionamiento de las diferentes plantas que hay en las refinerías.

Más específicamente, SIASPA¹ (Sistema Integral de Administración de Seguridad y Protección Ambiental) se fundó con la finalidad de atacar las causas raíz de los incidentes que se han presentado en las últimas décadas en estos sectores, y de esta manera evitar que se vuelvan a presentar.

Los Análisis de Riesgos forman parte de los elementos del SIASPA. Los elementos del SIASPA constan de 18 puntos; en el cual, el punto 12 está enfocado a los Análisis de Riesgos.

El objetivo principal de los Análisis de Riesgos es mejorar la confiabilidad de las instalaciones de proceso al identificar eventos que pudiera dar como resultado la liberación de materiales peligrosos o energía a la atmósfera, paros no deseados en las plantas o problemas de operación que pudieran resultar en situaciones peligrosas.

Es importante señalar que este tipo de estudios ha adquirido mayor importancia debido a que la normatividad en nuestro país y a nivel internacional, en materia ambiental, ha cambiado en las últimas dos décadas².





Esto ha obligado al gobierno de México a implementar acciones específicas para llevar a cabo la evaluación del riesgo ambiental de los proyectos o actividades que conllevan un elevado potencial de afectación en su entorno en caso de accidente.

Por lo anteriormente señalado, los Análisis de Riesgos se deben de elaborar cada determinado tiempo. En particular, el Análisis de Riesgos de esta tesis se realizó para una Planta Catalítica FCC; una de las diferentes plantas que hay en las refinerías de nuestro país, productora de gasolina y otros productos.

Por otro lado, las industrias en general han adoptado esas medidas; ya que la seguridad no solo implica que las instalaciones sean adecuadas, sino que lleva consigo toda una ideología transmitida a los empleados para que se cree una conciencia laboral y así asumir una actitud de eficiencia, no solo para el beneficio de la empresa sino por el beneficio propio.

Desafortunadamente existen muchas otras industrias (generalmente las micro y medianas empresas) que se han quedado rezagadas en esta materia debido principalmente a su situación financiera y a falta de información; por lo que es necesario promover e inculcar a los empresarios, trabajadores, profesionistas del área y en general a todas las personas involucradas en las industrias, que la realización de Análisis de Riesgos es un beneficio para todos porque su fin es tener la máxima seguridad del área de trabajo donde se está la mayor parte del día.





CAPITULO I
INTRODUCCIÓN





I.1 ANTECEDENTES DE LOS ANÁLISIS DE RIESGOS (1,2,4)

En la industria química, a pesar de que se introducen muchas salvaguardas, su actividad implica siempre un riesgo, que solo puede eliminarse si no existiera la industria.

Debido a que la sociedad en que vivimos es indispensable la actividad industrial, se debe decidir cuál es el nivel de riesgo aceptable en una instalación o proceso determinado; es decir, en qué medida un riesgo se puede aceptar en virtud de los beneficios que se derivan de asumirlo.

El proceso de decisión sobre el nivel de riesgo aceptable es complejo, debido a que muchos de los procesos industriales son complejos por sí mismos y en ocasiones la falta de registros de incidentes o eventos no deseados hacen que sea imposible dar con certeza a un riesgo aceptable.

Todo esto conduce a estimar de alguna forma esa magnitud, lo que da como consecuencia un análisis previo.

Analizar riesgos significa desarrollar una estimación cuantitativa del nivel del peligro potencial de una actividad, referido tanto a personas como a bienes materiales, en términos de la magnitud del daño y la probabilidad de que tenga lugar.

El Análisis de Riesgos es, por tanto, una disciplina que combina la evaluación ingenieril del proceso con técnicas matemáticas que permiten realizar estimaciones de frecuencias/probabilidades y consecuencias de accidentes³. Los resultados del Análisis de Riesgos pueden ser utilizados para la toma de decisiones (gerencia o administración de riesgos), ya sea mediante la jerarquización de las estrategias de reducción de riesgos o mediante la comparación con los niveles de riesgos fijados como objetivo en una determinada actividad.





Este trabajo se enfocará a una planta de craqueo catalítico fluidizado, específicamente a la sección de carga y reacción; en el que se realizará un estudio HazOp y un estudio de Árbol de Fallas para tres eventos culminantes.

Para seguir con un orden, primero se hará una breve explicación de los diferentes métodos de análisis de riesgos, además se explicará lo que es un análisis HazOp y un Análisis de Árbol de Fallas, después se dará en forma resumida cómo funciona una planta de craqueo catalítico fluidizado y en el siguiente capítulo se desarrollará dichos análisis para así obtener nuestras conclusiones.





I.2 IMPORTANCIA DEL ANÁLISIS DE RIESGOS COMO PARTE DE LA FORMACIÓN DEL INGENIERO QUÍMICO.

Antes de pasar al siguiente capítulo, se debe señalar que el concepto de Análisis de Riesgos ha ampliado la definición de las responsabilidades del profesional de la industria química y en especial con el ingeniero químico que incluyen el garantizar seguridad y protección a los trabajadores y a la comunidad.

Aunque los técnicos de la industria en todo el mundo han adquirido durante el ejercicio de su profesión los conocimientos de la seguridad industrial necesarios, muchos de ellos no han tenido la oportunidad de recibir una formación estructurada en Análisis de Riesgos. Como consecuencia, muchas universidades han impulsado en las carreras de Química e Ingeniería Química la adaptación de materias de seguridad industrial.

En la Facultad de Química de la UNAM en la carrera de Ingeniería Química esta asignatura era una materia optativa, pero desde 1988 el Consejo Técnico aprobó que fuera una obligatoria en esta carrera, para así dar una formación más completa de la visión que debe tener un ingeniero químico cuando egresa de la facultad y ejerza su profesión⁴.

Esta tesis pretende, con el trabajo realizado, dar énfasis a que cualquier tipo de industria evalúe los riesgos a los que están expuestos sus trabajadores que laboran en ella y además señalar que la asignatura de Seguridad Industrial es indispensable para la formación del alumnado en la carrera de Ingeniería Química.





CAPITULO II
MARCO TEÓRICO





II.1. MÉTODOS DE ANÁLISIS DE RIESGOS. (1,2,4)

El Análisis de Riesgos en los procesos, es un esfuerzo organizado para identificar, por medio de una serie de técnicas sistemáticas, las debilidades asociadas con el diseño u operación del proceso que podrían conducir consecuencias indeseables y determinar las medidas para controlar estos riesgos y eliminar o al menos mitigar sus consecuencias.

La aparición de las primeras metodologías para el Análisis de Riesgos en operaciones industriales, tienen origen entre 1910 y 1920. Estas metodologías fueron producto de la experiencia adquirida a través de accidentes ocurridos.

Las limitaciones propias de la metodología y las enseñanzas producto de ellas dio como resultado la generación de Códigos y Estándares, en donde se establecen parámetros generalmente aceptados para riesgos conocidos.

Existen varias técnicas de identificación y evaluación de riesgos que han demostrado ser eficientes en la práctica profesional desde hace varios años; sin embargo estas técnicas difieren en la forma de rastrear y evaluar los riesgos en una unidad de proceso y en la aportación de resultados para mejorar su operabilidad.

La identificación de riesgos es el paso más importante del análisis, puesto que cualquier riesgo no identificado no puede ser objeto de estudio y se vuelve un riesgo incontrolable.

Los métodos de identificación de riesgos se dividen en las siguientes categorías⁵:





MÉTODOS COMPARATIVOS:

Los métodos comparativos se utilizan para evaluar la seguridad de una instalación por medio de la experiencia adquirida en operaciones previas a la compañía o en organizaciones externas a la misma.

Para ello se requiere de la siguiente información.

1. Códigos y normas actualizadas
2. Lista de comprobación
3. Análisis histórico de accidentes.

ÍNDICES DE RIESGO O CLASIFICACIÓN RELATIVA

Los índices de riesgo proporcionan un método directo de estimar el riesgo global asociado con una unidad de proceso, así como de jerarquizar las unidades en cuanto a su nivel general de riesgo. Están diseñados para proporcionar una calificación relativa con relación a una escala determinada para una instalación de proceso.

Los índices de riesgo mejor conocidos son:

1. Índice Dow
2. Índice Mond

MÉTODOS GENERALIZADOS

Estos métodos sirven para identificar problemas de seguridad y la diferencia en elegir uno u otro método radica prácticamente en que unos son más estructurados que otros.

1. Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp)
2. Análisis de Modalidades de Fallo y sus Efectos (FMEA).
3. Análisis de Árbol de Fallas (FTA)
4. Análisis de Árbol de Eventos (ETA)
5. Análisis "WHAT IF"





MÉTODOS DE AFECTACIÓN

En las últimas décadas se han desarrollado programas que permiten dar una idea del alcance máximo de afectación, si un evento no deseado ocurriera, específicamente cuando se habla de explosiones o derrames de sustancias tóxicas o inflamables.

Estos programas, aunque son aproximaciones, pueden ser de gran utilidad si el caso en estudio se aproxima a los modelos que estos presentan.

Entre los programas que realizan esto se puede nombrar:

1. ARCHI
2. SCRI

II.2 HazOp (HAZARD AND OPERABILITY ANALYSIS). (3,4,5)

La palabra riesgo (risk) suele utilizarse para indicar la posibilidad de sufrir pérdidas, o como una medida de pérdida económica o daño a las personas, expresada en función de la probabilidad del evento y la magnitud de las consecuencias. Por su parte, utilizamos la palabra peligro (hazard) para designar una condición física o química que puede causar daños a las personas, el medio ambiente o la propiedad⁶.

Es importante hacer esta distinción debido a que a menudo los dos términos se intercambian fácilmente y su empleo no siempre ajusta a las definiciones anteriores. Así se designa HazOp como Análisis de Riesgos y Operabilidad, a pesar de que su traducción estricta sería Análisis de Peligros y Operabilidad.

El "Análisis de Riesgos y Operabilidad" (HazOp) es una herramienta sistemática usada por un equipo multidisciplinario para llevar a cabo un Estudio de Riesgos y Operabilidad. Sirve para identificar problemas de seguridad de una planta y para mejorar la operabilidad de la misma.





El grupo HazOp examina cada parte de la planta seleccionada para ser estudiada y postula una serie de anomalías en el proceso; posteriormente, determina cómo pueden ocurrir estas anomalías y que efectos pueden tener.

Esto lleva a la selección de métodos para prevenir las anomalías o reducir los efectos que éstas puedan traer. Una forma estructurada de formulación de preguntas se emplea en un esfuerzo para asegurar que el análisis es completo y no se ha dejado pasar por alto algo importante.

Un estudio de HazOp tiene dos objetivos principales:

1.- Identificación de Riesgos:

Identifica las características de las plantas, procesos, sistemas, equipos o procedimientos que pueden representar accidentes potenciales.

2.- Identificación de Problemas de Operabilidad:

Identifica los problemas potenciales de operabilidad que pudieran dar por resultado fallas en la obtención de la productividad diseñada. Estos problemas pueden o no ser peligrosos.

II.2.1 DESARROLLO DEL ESTUDIO HazOp.

Para desarrollar un estudio HazOp se requiere de una descripción completa del proceso y se cuestiona a cada una de las partes de proceso y a cada componente para descubrir que desviaciones del propósito original pueden ocurrir y determinar cuáles de esas desviaciones pueden dar lugar a riesgos al proceso o al personal.

El desarrollo del estudio HazOp se puede enumerar de la siguiente forma:





1. Definición de los nodos. Un nodo es una subdivisión de un sistema de proceso, que tiene un origen, en donde comienzan nuevas propiedades del material procesado y de un destino, en donde nuevamente hay un cambio de propiedades. Este debe ser lo suficientemente pequeño para que sea manejable y suficientemente grande para que sea significativo.

2. Determinar el "diseño pretendido" que se define: cómo ocurriría el proceso si todos los componentes operaran correctamente y es la parte del proceso que incluye los nodos.

3. Determinar las posibles "desviaciones" con relación al diseño pretendido. Esto se logra por medio de la combinación de "palabras guía" y "parámetros".

Un Parámetro es una manifestación física o química del proceso como el flujo, nivel, presión, temperatura, velocidad, etc.

Una Desviación son las palabras guía que indican una manifestación cualitativa o cuantitativa de los parámetros a analizar.

En las Tablas 2.1 y 2.2 se muestran las palabras guía con su significado y los parámetros más utilizados.

4. Determinar las "causas" de las desviaciones.

Una Causa es lo que hace que un incidente o accidente ocurra⁷. Mediante un estudio más profundo, es posible encontrar todas las posibles causas que provocan algún incidente o accidente.

5. Determinar las "consecuencias" de las desviaciones. Estas consecuencias son el resultado de lo que se pudiera esperar si la desviación ocurre. Algunas de ellas pueden ser peligrosas o pueden ser triviales.





La consecuencia es el daño leve o grave, producto de un incidente o accidente, que se ocasiona a las personas dentro y fuera de la planta de proceso, el medio ambiente y a las instalaciones.

6. Enlistar las respuestas que se espera que ocurra si se presenta la desviación. La respuesta anticipada debería incluir cualquier alarma del proceso, sistemas automáticos de respuesta y respuestas de los operadores.

7. Determinar la "acción sugerida" para ayudar a prevenir una causa particular o mitigar con consecuencia específica. Las acciones sugeridas pueden ser simples o extensivas, dependiendo de la seriedad de las consecuencias y del nivel deseado de seguridad u operabilidad.

Cabe mencionar que para lograr un estudio HazOp exitoso, se requiere la información que represente por completo el estado actual de una planta (cuando el estudio se realiza en la etapa de operación). Antes de iniciar un estudio HazOp es importante revisar la información que diariamente se usa para asegurar la calidad del producto final y prevenir riesgos.

Por último se debe decir que durante las sesiones de análisis, la información más importante es el Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI), que debe ser la representación exacta de la unidad a analizar, por lo que es necesario se localice en campo lo que está representado en papel.

En la página 17, se presenta un diagrama flujo (Diagrama 1.1) de los pasos a seguir en un análisis HazOp.





Tabla 2.1. PALABRAS GUÍA Y SU SIGNIFICADO

PALABRA GUÍA	SIGNIFICADO Y COMENTARIOS
No	La completa negación de la intención del diseño. Ninguna parte de la intención se logra. Ejemplo: No hay flujo en la línea, el paso en el procedimiento no se lleva a cabo.
Más/Menos	Aumentos o disminuciones cuantitativas sobre la intención de diseño. Se refiere a cantidades y propiedades físicas relevantes tales como flujo, temperatura, calor de reacción. También se refiere a que se hace menos de lo requerido.
Además de/También como	Aumento cualitativo. Se consiguen las intenciones de diseño y ocurre algo más. Ejemplo: El vapor consigue calentar el reactor, pero además provoca un aumento de temperatura en otros elementos.
Parte de	Disminución cualitativa. Sólo parte de la intención se logra. Ejemplo: se cierra sólo una válvula de bloqueo cuando el procedimiento dice cerrar las dos válvulas de bloqueo.
Inverso	Se obtiene el efecto contrario al deseo. Ejemplo: reacción inversa.
En vez de/Otro que	No se obtiene el efecto deseado. En su lugar ocurre algo distinto. Ejemplo: parada imprevista.

NOTA: Todo análisis debe registrarse en la Hoja de Trabajo que es una herramienta necesaria para seguir un proceso lógico de estudio. (ver página 31).





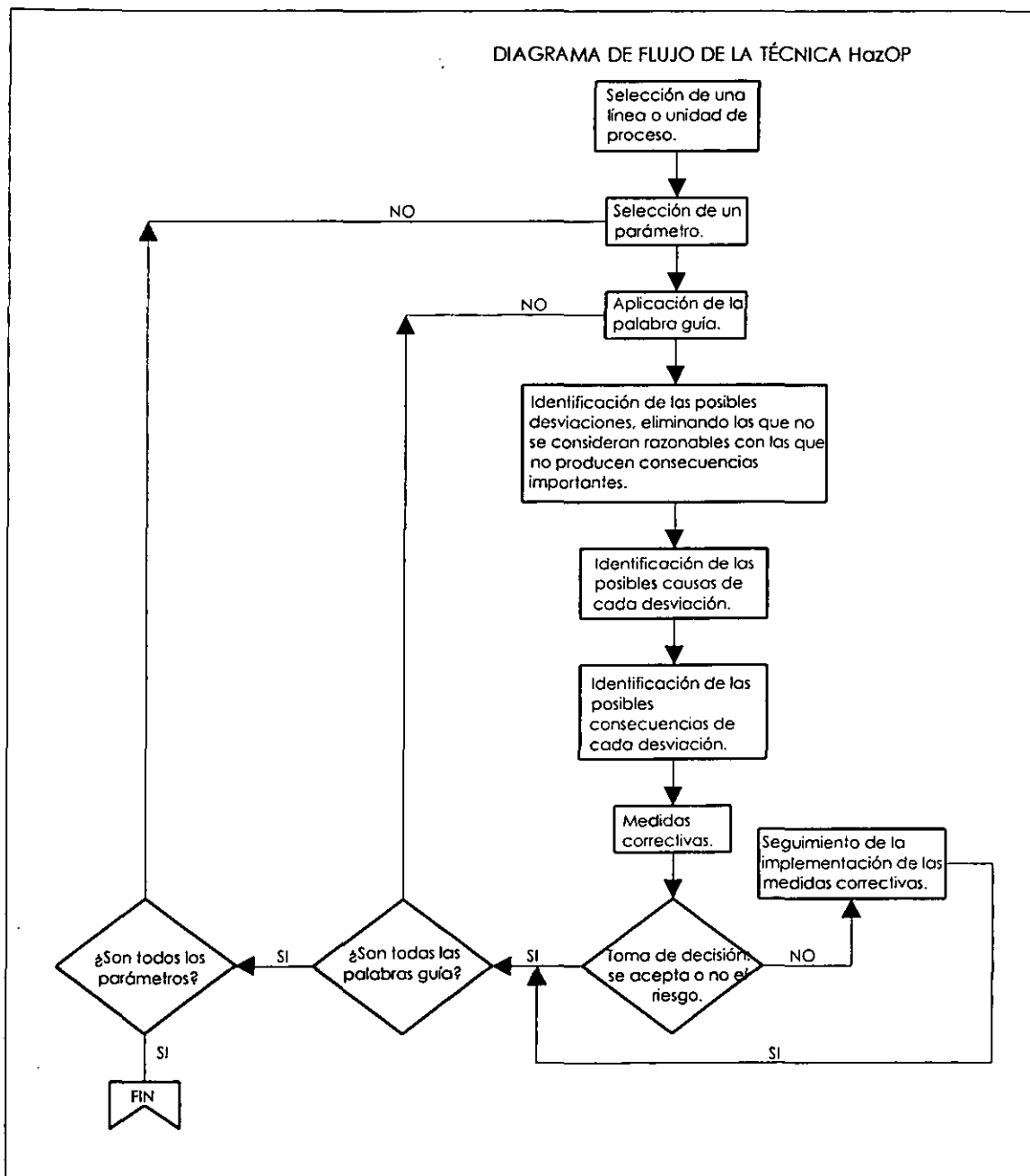
Tabla 2.2. RELACIÓN DE PARÁMETROS Y PALABRAS GUÍA

PARÁMETRO	PALABRA GUÍA						
	NO	INVERSO	MAS	MENOS	PARTE DE	TAMBIEN COMO	OTRO QUE
Flujo	No hay flujo	Retroceso	Más flujo	Menos flujo	Composición	Contaminación	Materiales equivocados
Presión	Vacío		Más presión	Menos Presión	Diferencial de presión	Golpe de ariete	Presión de vacío
Temperatura			Alta temperatura	Baja temperatura	Gradiente	Oxidación o Fragilización	
Viscosidad			Alta Viscosidad	Baja viscosidad	Cambio de fase		
Nivel	Vacío		Nivel alto	Nivel bajo			
Mezcla	No mezcla		Mezcla excesiva	Mezcla pobre		Espuma	
Reacción	No hay reacción	Reacción inversa	Reacción descontrolada	Reacción incompleta	Reacción secundaria	Cambio de fase	Reacción equivocada
Operación	Falla de servicios		Sobrecarga	Espera	Arranque/ paro	Mantenimiento	Muestreo
Secuencia	Omitido	Paso hacia atrás	Paso anticipado	Paso retrasado	Parte del paso	Acción extra incluida	Acción equivocada
Relevo	Inadecuado				Dos fases	Enfriamiento	
Aterrizamiento	Fuentes de ignición						
Instrumentación	Falla de instrumentos		Confiability			Alarmas	Paro de emergencia
Contenedor	Recipiente/tubería/ruptura					Seguridad	Ambiente
Estructura	Falla de soporte			Corrosión o erosión		A prueba de fuego	





Diagrama 2.1.DIAGRAMA DE FLUJO DE LA TÉCNICA HazOp





II.3 ÁRBOL DE FALLAS. (1,3)

Los comienzos de la utilización en la industria química del Análisis de Árbol de Fallas (Fault Tree Analysis) se remontan a la década de los sesenta; en el cuál supone que un suceso no deseado ya ha ocurrido y busca las causas del mismo y la cadena de sucesos que puede hacer que tenga lugar.

Como el HazOp no necesariamente todas las posibles causas y cadenas de evolución, en algún evento no deseado, son identificadas; el Árbol de Fallas en combinación de esta técnica es usado para aumentar la fiabilidad de la identificación de riesgos, ya que sigue siendo válido el principio general de que los riesgos sin identificar son riesgos incontrolados.

Por tanto, el "Análisis por Arbol de Fallas" es una técnica deductiva que estudia un accidente eventual en particular (evento tope) y construye un diagrama lógico de la secuencia de todos los eventos accidentales concebibles (tanto mecánicos como humanos) que pueden originar el evento tope.

La construcción de ese diagrama implica una gráfica conectada, orientada y sin ciclos, el cual contiene un conjunto de puntos llamados NODOS con conexiones entre pares de Nodos denominados RAMAS o LIGADURAS y además tiene las siguientes características:

1. La capacidad de sus Ramas se define por la probabilidad del flujo que ocurra en esa rama; la probabilidad de que ocurra un evento peligroso.
2. Cada Nodo del Árbol tiene al menos dos ramas que conducen a él; pero solamente una que sale de él.
3. La capacidad de la rama que sale de algún nodo, se puede determinar por alguna combinación lógica de las capacidades de todas las ramas que llegan a ese nodo.





4. La herramienta que permite trabajar con lógica binaria es el Álgebra de Boole, que se define como:

"El estudio del comportamiento de las variables que toman sus valores en el conjunto $\{0,1\}$ y de las funciones de estas variables que toman sus valores, también en el mismo conjunto".


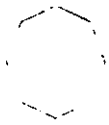
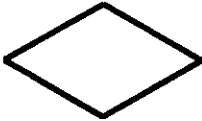


El análisis de Árboles de Fallas se emplea para determinar la secuencia de falla y las probabilidades de que se presenten, en sistemas complejos.

La trayectoria seguida desde los eventos básicos hasta el evento pico, se desarrolla empleando los mecanismos del Álgebra Simbólica y las "Compuertas" o "Llaves" del Álgebra Booleana, como se muestra en la Tabla 2.3:





Tabla 2.3

SÍMBOLOS COMÚNMENTE UTILIZADOS EN EL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLOS	
	Sucesos intermedios: Resultan de la interacción de otros sucesos, que a su vez se desarrollan mediante puertas lógicas.
	Sucesos básicos: Constituyen la base de la raíz del árbol. No necesitan desarrollo posterior en otros sucesos.
	Sucesos no desarrollados: No son sucesos básicos, y podrían desarrollarse más, pero el desarrollo no se considera necesario, o no se dispone de la suficiente información.
	Puertas Y: Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de todos los sucesos de entrada para producir el suceso de salida.
	Puertas O: Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de uno o más de los sucesos de entrada para producir el suceso de salida.





II.3.1 DESARROLLO DEL ÁRBOL DE FALLAS

Generalmente el Análisis de Árbol de Fallas consiste de los siguientes pasos:

- a) Identificar el evento máximo de la falla del sistema que desea estudiar y ubicarlo en la parte superior del Árbol.
- b) Procesar, a continuación, el nivel inmediato inferior del sistema, por ejemplo, nivel de subsistemas e identificar las fallas de éstos que pueden llevar al evento máximo.
- c) Determinar la interacción lógica entre subsistemas que puedan causar el evento máximo.
- d) Usar las compuertas "Y" y "O" para mostrar la interacción de las fallas de los subsistemas para producir el evento máximo.
- e) Proceder con el nivel inmediato inferior del sistema de acuerdo a los incisos b) hasta d), hasta llegar a la identificación de los eventos base.
- f) Manejar la base de datos de presentación de los eventos base y procesarlos estadísticamente para obtener la probabilidad de que cada evento base se produzca y, aplicando la "Teoría de Conjuntos", calcular de acuerdo a las compuertas lógicas "Y" (simultáneos y, por lo tanto, producto) y "O" (independientes y, por lo tanto, suma) ir determinando la probabilidad de que ocurra los eventos del nivel superior del Árbol hasta llegar a la probabilidad del evento máximo.





II.4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE UNA PLANTA CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO.

II.4.1. GENERALIDADES. (6,7)

La materia prima de una planta catalítica es el gasóleo, el cual proviene de los últimos cortes de la destilación primaria del crudo.

La función de una planta catalítica es producir la mayor cantidad de gasolina de alto octanaje a partir de gasóleos; aunque también produce otros productos como: LPG, propano, propileno y butano-butileno.

El propano es enviado a esferas como gas de alto presión.

El butano-butileno es enviado como gas de baja presión, o como traspaso a otras refinerías para la obtención de alquilados.

El propileno es enviado a tanques de almacenamiento el cual posteriormente sirve para producir acrílo-nitrilo en la Planta de Acrilonitrilo.

La Gasolina de alto octanaje, una vez eliminados los mercaptanos, es enviada a los tanques de almacenamiento.

El LPG es enviado a esferas como gas de baja presión, para su comercialización.





II.4.2.REACCIONES DE CRAQUEO

Los productos formados en el craqueo catalítico son el resultado tanto de reacciones primarias como secundarias. Se designan como reacciones primarias aquellas que implican la escisión inicial del enlace carbono-carbono y la inmediata neutralización del ion carbonio. Las reacciones primarias se pueden presentar como sigue:

Parafina → parafina + olefina

Alquil – nafteno → nafteno + olefina

Alquil – aromático → aromático + olefina

1. Craqueo de parafina:

La serie parafínica de los hidrocarburos se caracteriza por la regla de que los átomos de carbono se hallan mediante enlaces sencillos y los otros están saturados con átomos de hidrógeno. La fórmula general para las parafinas es C_nH_{2n+2} .

Por tanto el craqueo de parafinas es la producción alta de hidrocarburos C_3 y C_4 y formación de hidrocarburos aromáticos resultantes de reacciones secundarias implicando olefinas.

2. Craqueo de olefinas

Las olefinas son similares en la estructura a la parafinas pero como mínimo dos de los átomos de carbono están unidos por dobles enlaces. La fórmula general para las parafinas C_nH_{2n} .

La isomerización de olefinas por saturación y aromatización es una de las reacciones producidas y es responsable del alto número de octano y de la susceptibilidad al plomo de las gasolinas craqueadas catalíticamente; además





de esta reacción, los naftenos actúan como donadores de hidrógeno en las reacciones de transferencia con olefinas para dar lugar a isoparafinas y aromáticos.

3. Craqueo de hidrocarburos nafténicos.

Se denominan naftenos a los hidrocarburos cicloparafínicos en los que todos los enlaces disponibles de los átomos de carbono están saturados con hidrógeno.

La reacción de craqueo de mayor importancia de los naftenos en presencia de alúmina-silicio es la deshidrogenización a aromáticos aunque también se produce la deshidrogenización dando lugar a una gasolina de alto octanaje.

4. Craqueo de hidrocarburos aromáticos.

Los hidrocarburos aromáticos contienen un anillo bencénico el cual no está saturado pero es muy estable comportándose frecuentemente como compuesto saturado.

La reacción predominante de los aromáticos con cadenas alquílicas largas es la clara rotura de las cadenas laterales, sin la rotura del anillo.





II.4.3 PROCESO CATALÍTICO

Originalmente el craqueo se realizaba térmicamente, pero los procesos catalíticos lo han reemplazado debido a que se produce más gasolina con un mayor octanaje y menos aceites pesados y gases no saturados.

Los gasóleos de carga sufren un cracking o rompimiento de sus moléculas formando hidrocarburos más ligeros. El cracking es producido con la ayuda de un catalizador constituido de sílica-alúmina.

El proceso de craqueo produce carbón (coque) que permanece sobre las partículas del catalizador, por lo que es necesario regenerar el catalizador eliminando por combustión con aire este coque ya que el carbón reduce la actividad al catalizador.

Como resultado el catalizador se traslada continuamente del reactor al regenerador y de nuevo al reactor.

La reacción de craqueo es endotérmica, por lo que es necesario calentar la carga antes de que entre al reactor; mientras que la reacción en el regenerador es exotérmica.

Los productos de craking, pasan a una Torre Fraccionadora donde se obtienen vapores de hidrocarburos, aceite cíclico ligero, aceite cíclico pesado y aceite decantado, principalmente.

El aceite cíclico ligero, pesado y cíclico de la fraccionadora es usado para precalentar la carga fresca en los intercambiadores, recalentar la debutanizadora y generar vapor de media.





II.4.3.1. SECCIÓN DE RECUPERACIÓN DE VAPORES.

Los vapores del domo de la fraccionadora fluyen a los condensadores obteniéndose corrientes de vapores y agua amarga.

El agua amarga se manda al sistema de aguas amargas

Los vapores de hidrocarburos son succionados hacia el compresor y después pasa hacia la condensación de alta presión; mientras que la fase líquida es enviada hacia el absorbedor primario.

Esta condensación de alta presión constituye una etapa de equilibrio y aumenta la eficiencia de recuperación del sistema agotador-absorbedor.

Los vapores de la condensación de alta presión son enviados al absorbedor primario y la fase líquida se una a la salida del agotador primario.

El gas seco del absorbedor primario, se alimenta al absorbedor secundario en donde se recupera cantidades adicionales de hidrocarburos ligeros (gas combustible).

El gas seco del absorbedor secundario fluye al sistema del gas combustible después de haber sido eliminado el ácido sulfhídrico en la sección de amina.

El producto de los fondos del agotador primario, se alimenta a la torre debutanizadora.

Por los fondos de la debutanizadora sale la gasolina debutanizada, ya enfriada, una parte es recirculada, inyectándola al plato superior del absorbedor primario y la otra se va a tratamiento de MEROX para eliminar los mercaptanos y así enviarlo a tanques de almacenamiento.





Por la parte superior de la debutanizadora se recupera el LPG. Si se desea se puede mandar este producto directamente a los tanques de almacenamiento pero sino se manda a purificación.

Para purificar el LPG primero se condensa. Los condensados son enviados al tratamiento con amina para eliminar el ácido sulfhídrico y después son tratados en la sección MEROX para eliminar los mercaptanos

Una vez purificado el LPG se manda a la torre depropanizadora donde se separa el propano/propileno del butano/butileno.

El butano/butileno sale por los fondos de la torre depropanizadora y se manda a tanques de almacenamiento

Por último el propano-propileno, que sale por el domo de la torre depropanizadora, se separa en la torre depropilenizadora donde el propileno se recupera por el domo y por los fondos se recupera el propano. Ver el diagrama de bloques DBP-1 y el diagrama de flujo DFP-1.



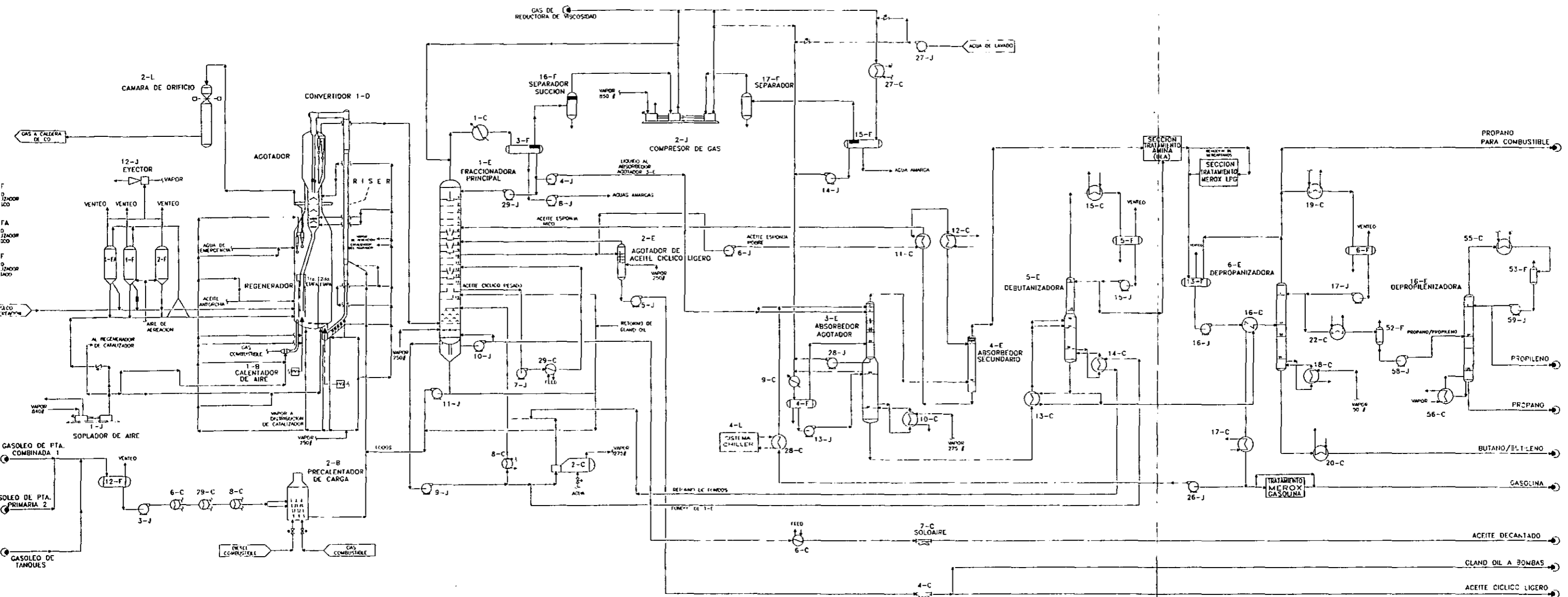
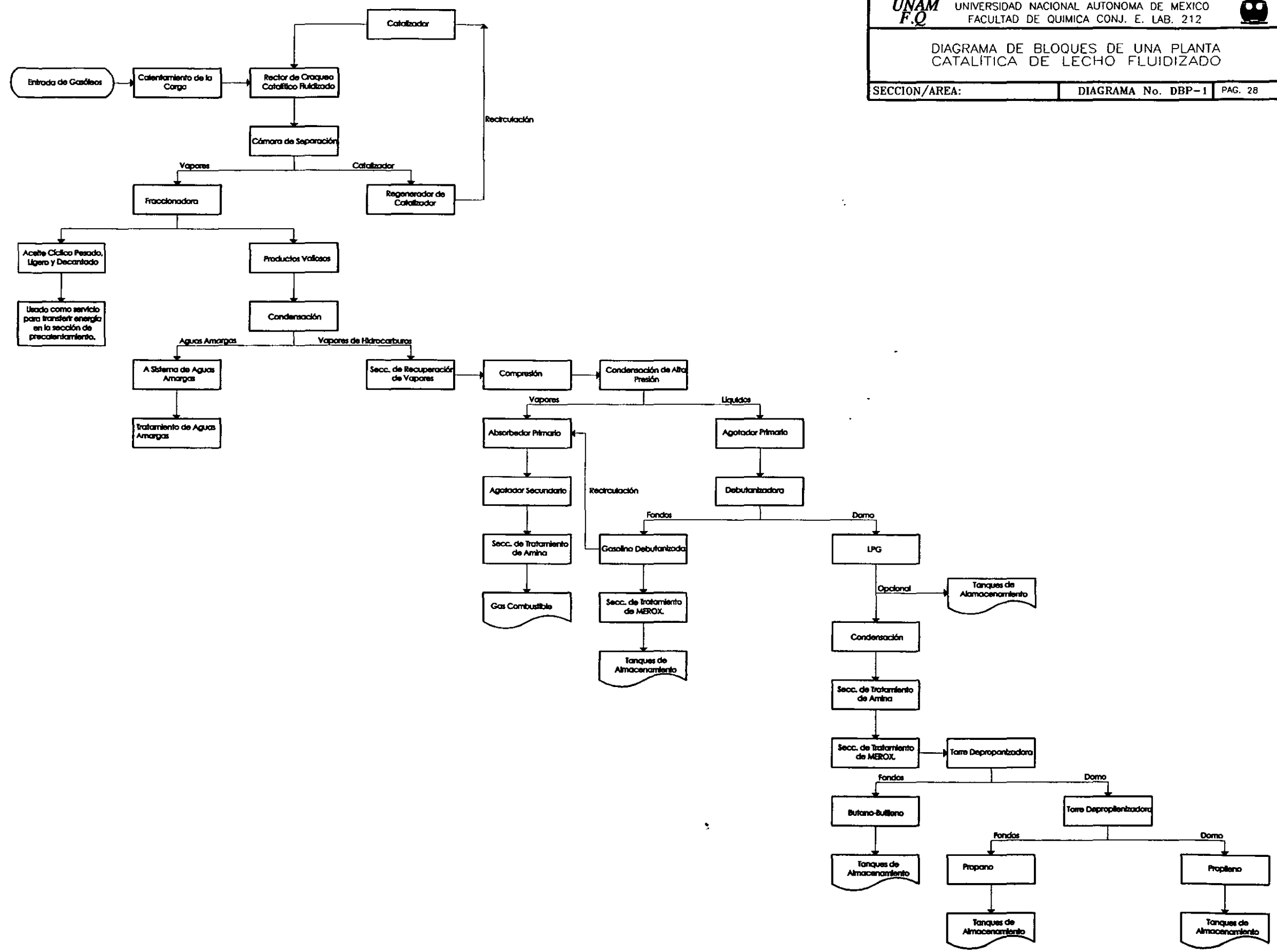




DIAGRAMA DE BLOQUES DE UNA PLANTA CATALITICA DE LECHO FLUIDIZADO

SECCION/AREA: DIAGRAMA No. DBP-1 PAG. 28





III. TRABAJO DE CAMPO





III.1. HOJAS DE REGISTRO DE LAS SESIONES HazOp

En las hojas de registro de las sesiones HazOp se muestran los resultados del análisis; en el cual se presenta:

1. Las causas de las desviaciones.
2. Las consecuencias de las causas
3. La frecuencia (F), la gravedad (G) y el índice de riesgo (R), considerando que no cuenta con ninguna protección.
4. La lista de protecciones con que se cuenta para prevenir la causa de la desviación en estudio.
5. La frecuencia (F), la gravedad (G) y el índice de riesgo (R); ahora tomando en cuenta las protecciones que se tienen.
6. Las recomendaciones sugeridas por el equipo multidisciplinario para reducir el índice de riesgo.
7. La clase de riesgo, es decir el nivel de riesgo en el que se encuentra.

Los niveles de frecuencia se determinan con la Tabla 3.1 y la gravedad con la Tabla 3.2.

Tabla 3.1. NIVELES DE FRECUENCIA

NIVEL	FRECUENCIA
1	No más de una vez en la vida de la planta.
2	Hasta una vez en diez años
3	Hasta una vez en cinco años
4	Hasta una vez en un año
5	Más de una vez en un año

Tabla 3.2. NIVELES DE GRAVEDAD

NIVEL	GRAVEDAD
1	No tiene impacto en la planta, el personal o los equipos
2	Daños a los equipos o generación de fugas menores
3	Lesiones al personal de la unidad. Todos los daños se limitan a la planta
4	Destrucción y daños limitados afuera de la planta
5	Destrucción y daños extensivos afuera de la planta





Con la frecuencia y la gravedad se determina el índice de riesgo usando la Matriz de Riesgo (Ver Tabla 3.3)

Tabla 3.3. MATRIZ DE RIESGOS

F R E C U E N C I A	GRAVEDAD				
	1	2	3	4	5
1	1	2	3	4	5
2	2	4	6	7	8
3	3	6	7	8	9
4	4	7	8	9	10
5	5	8	9	9	10

	Clase C
	Clase B
	Clase A

El índice de riesgo nos permite tomar decisiones sobre la aceptabilidad o no del riesgo, o bien asignar prioridades asignadas a las acciones recomendadas

De este modo las recomendaciones se clasificaron de la siguiente manera:

Clase A: Las recomendaciones de la clase A tienen alta prioridad.

Esto significa que es necesaria una acción inmediata para mitigar la ocurrencia del accidente o su consecuencia. De acuerdo con la matriz de riesgos que aquí se presenta, estas recomendaciones tienen un índice de riesgo de 8 y 10.

Clase B: Las recomendaciones clase B tiene prioridad media. Esto quiere decir que la administración debe evaluarlas mediante un análisis de costo-beneficio y el fundamento de la recomendación dada para reducir el riesgo, para que con base a esto se tome la decisión de aceptar o no el riesgo. De acuerdo con la matriz de riesgo estas recomendaciones tienen un índice de riesgo entre 4 y 7.





Clase C: Las recomendaciones de la clase C tienen baja prioridad. Esto significa que la acción correctiva que se tome mejorará aún más la seguridad pero que el proceso puede seguir operando con seguridad aunque la recomendación no se implemente.

De acuerdo con la matriz de riesgos estas recomendaciones tienen un índice de riesgo entre 1 y 3.





III.2 SELECCIÓN DE NODOS PARA LA SECCIÓN DE CARGA Y REACCIÓN

El análisis HazOp realizado en la sección de carga y reacción se dividieron en los siguientes nodos.

I. SECCIÓN DE PRECALENTAMIENTO O CARGA:

1. Nodo 1:
Línea de carga de límite de batería hasta el tanque de balance 12-F.

Desviaciones analizadas:
 - 1.1 Menos Flujo.
 - 1.2 Más Presión.
 - 1.3 Más Flujo.

2. Nodo 2:
Tanque de balance 12-F.

Desviaciones analizadas:
 - 2.1 Presión de vacío

3. Nodo 3:
Del tanque 12-F al convertidor 1-D

Desviaciones analizadas:
 - 3.1 No Flujo.
 - 3.2 Alta Presión.

4. Nodo 4:
Calentador 2-B

Desviaciones analizadas:
 - 4.1 Alta Temperatura





II. SECCIÓN DE REACCIÓN:

5. Nodo 5:
Reactor tubular de flujo ascendente (Riser)

Desviaciones analizadas:

- 5.1 No Flujo al Riser.
- 5.2 Baja Temperatura.
- 5.3 Alta Temperatura.
- 5.4 Menos Flujo.
- 5.5 Más Flujo.

6. Nodo 6:
Cámara de separación del convertidor 1-D.

Desviaciones analizadas:

- 6.1 Bajo Nivel.
- 6.2 Instrumentación Obsoleta.
- 6.3 Más Presión.

7. Nodo 7:
Regenerador del catalizador en el convertidor 1-D

Desviaciones analizadas:

- 7.1 Menos Presión.





III.3. SECCIÓN DE CARGA.

III.3.1. DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO.

La carga a esta planta la constituye el gasóleo pesado atmosférico, el gasóleo ligero de vacío y el gasóleo pesado de vacío de la Planta Combinada. Estos gasóleos son almacenados en los tanques TV-70 y TV-71 para después ser succionados hacia la planta catalítica.

El gasóleo fresco entra a un tanque de balance (12-F) por medio de las bombas 2-J/JA.

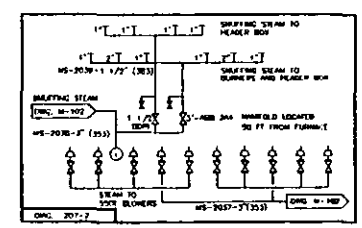
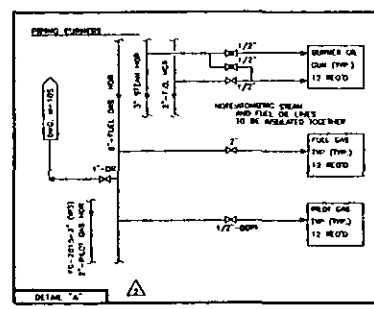
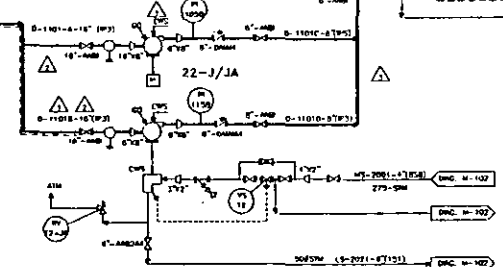
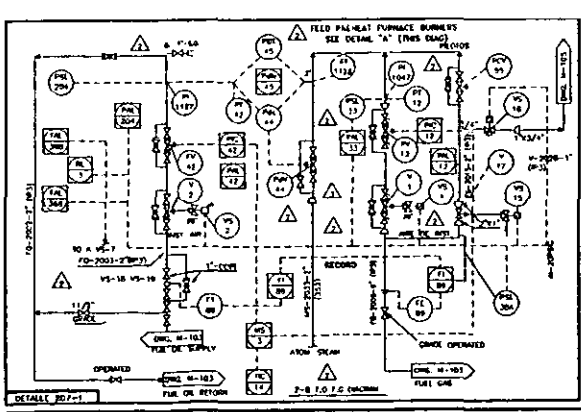
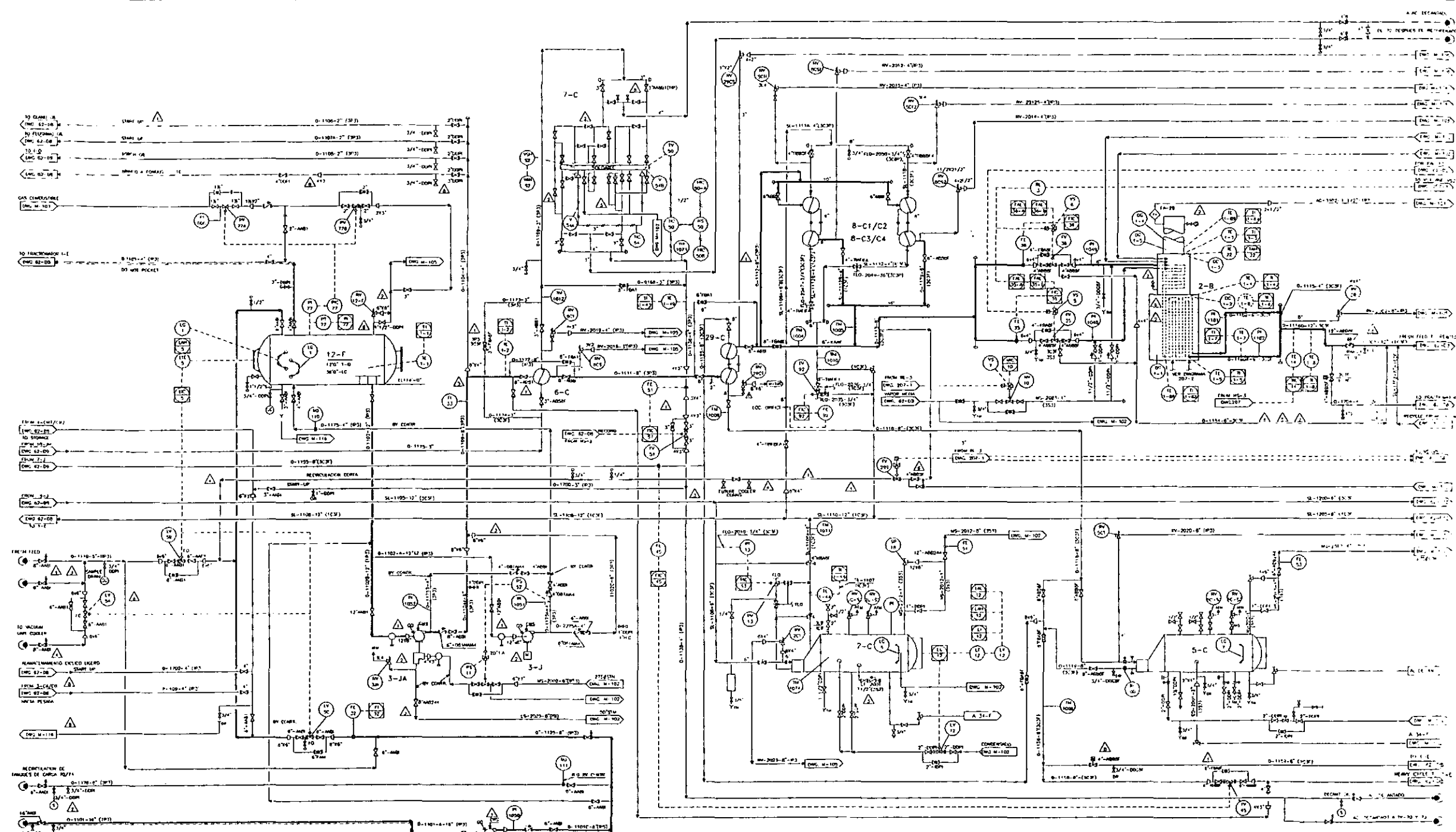
Una vez homogeneizado la carga en el tanque de balance; se envía a los intercambiadores 6-C, 29-C y 8-C con el bombeo de las 3-J/JA, calentándolo con el aceite cíclico ligero y pesado provenientes de la fraccionadora. Esto con el fin de iniciar el aumento de temperatura en la carga, aprovechando los últimos cortes de la fraccionadora y de este modo ahorrar energía en el calentador 2-B.

Después de pasar por los intercambiadores, llega al calentador 2-B para alcanzar una temperatura de 450°C. Aquí se produce un craqueo térmico.

Una vez alcanzada la temperatura deseada, se hace la admisión al reactor tubular de lecho fluidizado por medio de la válvula PAP-1.

Para entender mejor esta sección ver el Diagrama FQ-DTI-01.







III.3.2. ANÁLISIS HazOp DE LA SECCIÓN DE CARGA

Esta sección se dividió en cuatro nodos; los cuales fueron seleccionados por un cambio de propiedades de la carga o por equipos críticos o líneas críticas.

Nodo 1. Línea de carga de límite de batería hasta el tanque de balance 12-F. Se eligió porque es la entrada de la carga, proveniente de tanques de almacenamiento (TV-70 y TV-71) y el inicio de todo el proceso; por lo que si existe alguna obstrucción en la línea simplemente la planta no puede trabajar.

Nodo 2. Tanque 12-F. Se seleccionó por que es un equipo crítico debido a que provee directamente de carga al proceso de craqueo catalítico. En este equipo se han presentado emergencias, en el arranque de la planta, por el colapso del tanque ocasionado por una presión de vacío, es decir, que las bombas 3-J/JA estén funcionando al estar cerradas la entrada y los desfogues de este tanque.

Nodo 3. Del tanque 12-F al convertidor 1-D. Este nodo fue determinado porque existe un cambio de propiedades en la carga ocasionado por el cracking térmico suave.

Nodo 4. Calentador 2-B. Este es un equipo crítico, aunque también está involucrado en el nodo 3, se analizó por separado debido a que se provee la mayor carga térmica antes de entrar al convertidor.

Los resultados del estudio de los primeros cuatro nodos se muestran a continuación.





Nodo 1: Línea de carga de límite de batería hasta el tanque de balance 12-F

Desviación 1.1: Menos Flujo

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	RP	Recomendación	Clas
1. Obstrucción de la línea.	1. Bajo nivel en el tanque 12-F.	3	2	6	1. Rutina de purgado de los tanque de carga. 2. Pichanchas en la succión de las bombas. 3. Serpentín de calentamiento en tanque de carga.	2	2	4	1. Seguir cumpliendo con el programa de mantenimiento de tanques de carga.	B
2. Deficiencia de la bomba por termino de vida útil	1. Bajo nivel en el tanque 12-F.	3	2	6	1. Mantenimiento predictivo.	2	2	4	1. Continuar cumpliendo con el mantenimiento predictivo.	B
3. Válvula de Recirculación abierta hacia el tanque de carga TV-70/71.	1. Bajo nivel en el tanque 12-F. 2. Daño en bombas 3-J/JA. 5. Paro de planta.	4	4	9	1. FI-32, LIC-5, PI-1050/PI-1052 y RV-12F. 2. Procedimientos operacionales.	3	4	8	1. Llevar un control de candado de la válvula de recirculación.	A
4. Alta presión en el 12-F.	1. Bajo nivel en el tanque 12-F. 2. Fugas por la línea. 3. Daño en bombas 22-J/JA. 4. Daño en bombas 3-J/JA. 5. Paro de planta.	3	3	7	1. PI-77, PI-1050/PI-1058, LIC-5, PI-1051/PI-1052 y RV-12F. 2. Procedimientos operacionales.	2	3	6	1. Elaborar un programa de mantenimiento a la válvula RV-12F.	B



Nodo 1: Línea de carga de límite de batería hasta el tanque de balance 12-F

Desviación 1.2: Más Presión

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
1. Que esté cerrada cualquiera de las válvulas de paso situadas después de la bomba 22-JM/JAT	1. Bajo nivel en el tanque 12-F. 2. Daño en bombas 3-J/JA. 4. Paro de planta.	4	4	9	1. FI-32, LIC-5, PI-1050/PI-1052 y RV-12F. 2. Procedimientos operacionales.	3	4	8	1. Llevar un control de candado de la válvula de recirculación.	A
2. Que la válvula check V-2 este invertida/u obstruida.	1. Bajo nivel en el tanque 12-F. 2. Daño en bombas 3-J/JA. 5. Paro de planta.	4	4	9	1. FI-32, LIC-5, PI-1050/PI-1052 y RV-12F. 2. Procedimientos operacionales.	3	4	8	1. Llevar un control de candado de la válvula de recirculación.	A
3. Que la válvula automática LV-5C se quede calzada en posición de cerrado.	1. Bajo nivel en el tanque 12-F. 2. Daño en bombas 3-J/JA. 5. Paro de planta.	4	4	9	1. FI-32, LIC-5, PI-1050/PI-1052 y RV-12F. 2. Procedimientos operacionales.	3	4	8	1. Llevar un control de candado de la válvula de recirculación.	A



Nodo 1: Línea de carga de límite de batería hasta el tanque de balance 12-F

Desviación 1.3: Mas Flujo

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
1. Abiertas cualquiera de las entradas y/o directo de la LV-5C (líneas de calientes o fríos).	1. Alto nivel en el tanque 12-F	3	2	6	1. Procedimientos de operación (Patrullaje). 2. Alarma de alto nivel LAH-5. 3. Control Automático de nivel LIC-5	2	2	4	1. Incluir en el procedimiento de operación una lista de comprobación que incluya la verificación del alineamiento correcto de las válvulas. 2. Continuar cumpliendo con los programas de pruebas de protecciones y mantenimiento preventivo.	B



Nodo 2: Tanque de balance 12-F

Desviación 2.1: Presión de Vacío

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
1. Condensación de vapor de agua después de haber vaporizado el tanque 12 F, manteniendo cerrado el venteo.	1. Colapso del tanque 12 F.	3	2	6	1. Procedimientos de operación.	2	2	4	1. Verificar que el procedimiento de vaporizado de un recipiente incluya el alinear las válvulas pertinentes para evitar el vacío.	B
2. Vaciado del tanque 12F, teniendo a todas las válvula de venteo cerradas y la válvula automática PV-77A cerrada.	1. Colapso del tanque 12 F. 2. Paro de planta.	3	2	6	1. Procedimiento de operación. 2. Alarma por baja presión PAL-77 (en el SCD) del tanque 12F. 3. Sistema de control de presión, rango dividido PIC-77.	2	2	4	1. Antes de empezar a tener flujo de alimentación, verificar que se tenga presión positiva en el tanque 12F.	B



Nodo 3: Del tanque de balance 12-F al convertidor 1-D

Desviación 3.1: No Flujo

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
1. Que cualquiera de las válvulas V-7 y V-8 antes de la bomba 3-J(M)/A(T) esté cerrada	1. Alto nivel en el tanque 12F. 2. Daño a la bomba 3J. 3. Ruptura de los tubos del calentador 2B.	3	3	7	1. Alarma por alto nivel (LAH-5 en SCD) en el tanque 12-F. 2. Alarma por bajo flujo FAL-33, 35 y 36. 3. Disparo del calentador por bajo flujo con los FSL-35 y 36. 4. Disparo manual del calentador, desde el bunker. 5. Alarmas por alta temperatura en el calentador TI-1-6 y 1-7. 6. Procedimientos operacionales.	2	3	6	1. Continuar cumpliendo con el programa de prueba de alarmas y de mantenimiento preventivo a los instrumentos. 2. Continuar cumpliendo con el programa de simulacros operacionales. 3. Continuar la aplicación de la técnica APP (Actividad de prevención del peligro).	B
2. Falla de la bomba 3-J(M)/A(T).	1. Alto nivel en el tanque 12F. 2. Daño a la bomba 3J. 3. Ruptura de los tubos del calentador 2B.	3	3	7	1. Igual que en la desviación 3.1 inciso 1.	2	3	6	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo y predictivo al equipo electromecánico. 2. Continuar cumpliendo con el programa de simulacros operacionales.	B



Nodo 3: Del tanque de balance 12-F al convertidor 1-D

Desviación 3.1: No Flujo

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
3. Tanque 12F vacío o con bajo nivel.	1. Daño a la bomba 3J. 2. Ruptura de los tubos del calentador 2B. 3. Paro de planta.	3	3	7	1. Igual que en la desviación 3.1 inciso 1.	2	3	6	1. Continuar cumpliendo con el programa de prueba de alarmas y de mantenimiento preventivo a los instrumentos. 2. Continuar cumpliendo con el programa de simulacros operacionales. 3. Continuar la aplicación de la técnica APP (Actividad de prevención del peligro).	B
4. Que cualquiera de las válvulas de la bomba 3-J(M)/A(T) al cambiador 6C esté cerrada.	1. Alto nivel en el tanque 12F. 2. Daño a la bomba 3J. 3. Ruptura de los tubos del calentador 2B. 4. Presionamiento de la línea.	3	3	7	1. Igual que en la desviación 3.1 inciso 1.	2	3	6	1. Continuar cumpliendo con el programa de prueba de alarmas y de mantenimiento preventivo a los instrumentos. 2. Continuar cumpliendo con el programa de simulacros operacionales. 3. Continuar la aplicación de la técnica APP (Actividad de prevención del peligro).	B



Nodo 3: Del tanque de balance 12-F al convertidor 1-D

Desviación 3.1: No Flujo

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
5. Que cualquiera de las válvulas del 6C al 29C estén cerradas.	1. Alto nivel en el tanque 12F. 2. Daño a la bomba 3J. 3. Ruptura de los tubos del calentador 2B. 4. Presionamiento de coraza y fugas en bridas y conexiones del 6-C al 29-C	3	3	7	1. Igual que en la desviación 3.1 inciso 1. 2. RV-6Cs.	2	3	6	1. Continuar cumpliendo con el programa de prueba de alarmas y de mantenimiento preventivo a los instrumentos. 2. Continuar cumpliendo con el programa de simulacros operacionales. 3. Continuar la aplicación de la técnica APP (Actividad de prevención del peligro). 4. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento y calibración de la válvula de relevo.	B
6. Que cualquiera de las válvulas del 29C al 8C esté cerrada.	1. Alto nivel en el tanque 12F. 2. Daño a la bomba 3J. 3. Ruptura de los tubos del calentador 2B. 4. Presionamiento de coraza y fugas en bridas y conexiones del 29-C al 8-C	3	3	7	1. Igual que en la desviación 3.1 inciso 1. 7. RV-6Cs y RV-29Cs	2	3	6	1. Continuar cumpliendo con el programa de prueba de alarmas y de mantenimiento preventivo a los instrumentos. 2. Continuar cumpliendo con el programa de simulacros operacionales. 3. Continuar la aplicación de la técnica APP (Actividad de prevención del peligro). 4. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento y calibración de la válvula de relevo.	B



Nodo 3: Del tanque de balance 12-F al convertidor 1-D

Desviación 3.1: No Flujo

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
7. Que cualquiera de las válvulas del 8C al calentador 2B estén cerradas.	1. Alto nivel en el tanque 12F. 2. Daño a la bomba 3J. 3. Ruptura de los tubos del calentador 2B. 4. Presionamiento de coraza y fugas en bridas y conexiones del 6-C al 8-C	3	3	7	1. Igual que en la desviación 3.1 inciso 1. 7. RV-6Cs y RV-29Cs	2	3	6	1. Continuar cumpliendo con el programa de prueba de alarmas y de mantenimiento preventivo a los instrumentos. 2. Continuar cumpliendo con el programa de simulacros operacionales. 3. Continuar la aplicación de la técnica APP (Actividad de prevención del peligro). 4. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento y calibración de la válvula de relevo.	B
8. Falla en posición de cerrado de las válvulas FV-35 y/o 36.	1. Alto nivel en el tanque 12F. 2. Daño a la bomba 3J. 3. Ruptura de los tubos del calentador 2B.	4	3	8	1. Igual que en la desviación 3.1 inciso 1. 7. Directo de la válvula FV-35 y FV-36.	2	3	6	1. Continuar cumpliendo con el programa de prueba de alarmas y de mantenimiento preventivo a los instrumentos. 2. Continuar cumpliendo con el programa de simulacros operacionales. 3. Continuar la aplicación de la técnica APP (Actividad de prevención del peligro). 4. Dar mantenimiento preventivo más frecuente a las válvulas que ya están próximas a su retiro.	B



Nodo 3: Del tanque de balance 12-F al convertidor 1-D

Desviación 3.1: No Flujo

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
9. Falla en posición de cerrado de la válvula PAP-1.	1. Alto nivel en el tanque 12F. 2. Daño a la bomba 3J. 3. Ruptura de los tubos del calentador 2B.	3	3	7	1. Igual que en la desviación 3.1 inciso 1. 2. RV-6Cs, RV-29Cs, RV-8Cs1/Cs2. 3. Indicación de posición en el tablero si esta abierta o cerrada la válvula. PAP-1. 4. Interlock entre la PAP-1 y REC-1 5. Cortina de vapor al calentador y flujo de vapor al hogar.	2	3	6	1. Continuar cumpliendo con el programa de prueba de alarmas y de mantenimiento preventivo a los instrumentos. 2. Continuar cumpliendo con el programa de simulacros operacionales. 3. Continuar la aplicación de la técnica APP (Actividad de prevención del peligro). 4. Dar mantenimiento preventivo más frecuente a las válvulas que ya están próximas a su retiro.	B
10. Que las placas de orificio FI-33, 35 y 36 estén obstruidas.	1. Alto nivel en el tanque 12F. 2. Daño a la bomba 3J. 3. Ruptura de los tubos del calentador 2B.	2	2	4	1. Igual que en la desviación 3.1 inciso 1. 2. RV-6Cs, RV-29Cs, RV-8Cs1/Cs2.	2	2	4	1. Continuar cumpliendo con el programa de prueba de alarmas y de mantenimiento preventivo a los instrumentos. 2. Continuar cumpliendo con el programa de simulacros operacionales. 3. Continuar la aplicación de la técnica APP (Actividad de prevención del peligro). 4. Hacer un estudio para determinar el tiempo en que se deben calibrar y verificar placas de orificio.	B



Nodo 3: Del tanque de balance 12-F al convertidor 1-D

Desviación 3.2: Alta Presión

Causa	Consecuencias	F G R			Protección	F G R			Recomendación	Clas
		F	G	R		F	G	R		
1. Presencia de agua en la carga.	1. Represionamiento de intercambiadores, calentador y línea de alimentación de carga. 2. Ruptura de tubos en el calentador. 3. Fugas por bridas y conexiones. 4. Golpe de ariete en la línea.	4	2	7	1. Rutina de purgado de tanques de carga. 2. Indicadores de presión en los serpentines del calentador. 3. Análisis diario de la carga por parte del laboratorio de control. 4. PSV de los intercambiadores y la del calentador.	3	2	6	1. Continuar con la rutina de purgado de tanques. 2. Estudiar la posibilidad de instalar un densímetro y/o conductímetro en el circuito de carga a la planta.	B



Nodo 4: Calentador 2-B

Desviación 4.1: Alta Temperatura

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
1. No hay flujo en los serpentines	1. Los tubos se funden. 2. Posible incendio. 3. Paro de planta.	3	3	7	1. Igual que en la desviación 3.1 inciso 1. 2. Indicadores de temperatura del calentador por el lado de hogar y chimenea. 3. Vapor de emergencia en el calentador.	2	2	4	1. Continuar cumpliendo con el programa de prueba de alarmas y de mantenimiento preventivo a los instrumentos. 2. Continuar cumpliendo con el programa de simulacros operacionales. 3. Continuar la aplicación de la técnica APP (Actividad de prevención del peligro).	B
2. Mayor flujo de gas combustible en quemadores.	1. Vaporización de los gasóleos 2. Formación de carbón en el interior de los tubos. 3. Fragilización de los tubos	2	2	4	1. Alarma por alta presión de gas combustible (PAH-12). 2. Válvula de corte rápido VS-1.	2	2	4	1. Continuar cumpliendo con los mantenimientos preventivos y los procedimientos de operación.	B
3. Flujo por sólo uno de los dos serpentines.	1. Los tubos se funden. 2. Posible incendio. 3. Paro de planta.	4	3	8	1. Igual que en la desviación 3.1 inciso 1.	2	3	6	1. Continuar cumpliendo con el programa de prueba de alarmas y de mantenimiento preventivo a los instrumentos. 2. Continuar cumpliendo con el programa de simulacros operacionales. 3. Continuar aplicación de la técnica APP (Actividad de prevención del peligro).	B



Nodo 4: Calentador 2-B

Desviación 4.1: Alta Temperatura

Causa	Consecuencias	F G R			Protección	F G R			Recomendación	Clas
		F	G	R		F	G	R		
4. Punto caliente por incidencia directa de la flama en los tubos y esto a su vez por mala orientación de los quemadores.	1. Ruptura de tubos e incendio. 2. Paro de planta.	4	3	8	1. Procedimiento de operación. 2. Procedimiento de inspección de calentadores a fuego directo. 1. Igual que en la desviación 4.1 inciso 1.	2	3	6	1. Seguir cumpliendo con los procedimientos de operación y de inspección. 2. Hacer estudio para analizar la conveniencia de instalar detectores de temperatura de los tubos en el calentador.	B



III.4. SECCIÓN DE REACCIÓN

III.4.1. DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO.

En la parte inferior del elevador de desintegración (Riser), la carga proveniente del calentador 2-B se mezcla con vapor de dispersión controlado con FIC-5 y se alimenta al elevador, a través de un juego de seis boquillas localizadas perimetralmente. Se dispone de dos sistemas de inyección de carga (coronas de carga). El superior será utilizado normalmente. El inferior está diseñado para bajas cargas y será usado cuando se trabaje menos del 80% de carga.

En el Riser la carga se une con catalizador regenerado y con los vapores de fluidización lateral y vertical (FI-27). El catalizador caliente vaporiza la carga, la calienta a la temperatura de reacción y proporciona el calor necesario para la desintegración. La temperatura de salida del Riser (TI-1-28 y TRC-2) se controla por la admisión de catalizador mediante la válvula tapón PV-2. Esta temperatura deberá ser de 527°C para operación de máxima gasolina y de 477°C para operación de máximo destilado medio.

La mezcla de catalizador y vapores fluye en forma ascendente en el elevador y la reacción se efectúa. La parte inferior del elevador se ha dimensionado para proporcionar suficiente velocidad de levantamiento. Tomando en cuenta que la reacción de desintegración procede con mucha rapidez, el diámetro del elevador aumenta en forma ascendente para manejar el volumen creciente y proporcionar el tiempo de reacción deseado. La mezcla fluye en el tramo vertical restante del elevador, pasa por la línea horizontal de transferencia y finalmente desciende por la bajante vertical hasta la parte inferior de la cámara de separación. Los cambios de dirección se llevan a cabo en codos de diseño especial que permiten al catalizador de alta velocidad deslizarse sobre una capa estacionaria de catalizador en lugar de hacerlo sobre las paredes. El elevador termina en la parte inferior de la cámara de separación. En este lugar ocurre una





separación burda del catalizador y de los vapores, mediante un separador ranurado (separador burdo). La mayor parte de los vapores fluyen horizontalmente por las ventanas laterales del separador, en tanto que la mayor parte del catalizador fluye hacia abajo por el fondo abierto del elevador sumergido en catalizador.

Los vapores de los hidrocarburos formados durante la desintegración, los inertes, el vapor de dispersión y el vapor de agotamiento de catalizador, fluyen hacia arriba en la cámara de separación y salen a través de cuatro juegos de ciclones de dos pasos. El catalizador que arrastran los vapores es separado de éstos en los ciclones y se retorna al fondo de la cámara de separación, descargándose a través de las válvulas "Regatón" que tienen los ciclones al final de sus piernas. Los vapores fluyen de la cámara de separación hacia la Torre Fraccionadora 1-E.

Existe un anillo de vapor (FI-100) instalado en el domo de la cámara de separación para evitar la acumulación de vapores de hidrocarburos en esta zona.

El catalizador gastado que contiene el carbón formado durante la reacción de desintegración, pasa hacia abajo a través de un cono dentro del agotador de catalizador gastado. El agotador se localiza directamente debajo de la cámara de separación y cuenta con mamparas atornilladas tipo disco y dona para asegurar el contacto eficiente del catalizador descendente con el vapor de agotamiento controlado por FIC-4 que fluye hacia arriba. El propósito del agotamiento es el de eliminar los hidrocarburos que han quedado atrapados en el catalizador descendente.

Del agotador, el catalizador fluye en fase densa descendente por un tubo soporte (stand pipe) a través de la válvula tapón PV-1 y cae dentro del pozo de distribución de catalizador agotado. La PV-1 controla el nivel de la cama de





catalizador arriba del agotador (nivel del separador LIC-1). Distribuidas a lo largo de la bajante, hay ocho boquillas de aireaciones con vapor para asegurar un flujo uniforme del catalizador descendente (FI-21 y FI-84).

El catalizador agotado sube a través del pozo y es distribuido por tres brazos (en forma de cornetas) a la primera etapa de regeneración. En el regenerador, el carbón depositado durante la desintegración se quema para eliminarlo del catalizador. Se usan dos etapas de regeneración para alcanzar un contenido muy bajo de carbón en el catalizador regenerado.

En la primera etapa se quema aproximadamente el 80% del carbón. Dependiendo de la operación, se esperan temperaturas de 607 a 641°C. El catalizador de la primera etapa fluye a través de ranuras en la placa de contención hacia la segunda etapa.

El resto del carbón se quema en la segunda etapa, a temperaturas más elevadas, de 627 a 677°C, dependiendo de la operación. Se inyecta aire a la segunda etapa con FIC-3 y MIC-3 a través de un distribuidor tubular (en forma de araña) que se ha diseñado para proporcionar distribución uniforme de aire y permitir el ajuste a bajos flujos.

El gas efluente de la combustión de carbón atraviesa la fase densa de la cama y asciende a la fase diluida, donde con seis juegos de ciclones de dos pasos, se retorna a la cama el catalizador que arrastraron los gases. El efluente de los ciclones fluye a la cámara pleno y a la línea de salida. En esta línea dos válvulas deslizantes (SLV Norte. y SLV Sur) controlan la presión diferencial " ΔP " entre el horno y el separador, por medio del PDIC-4, con su set point en 0.5 kg/cm². Se puede controlar independientemente la presión diferencial con el PIC-6. De las





válvulas deslizantes el gas fluye a la cámara de orificios en donde la presión se reduce al valor requerido por la caldera de CO.

El soplador de aire 1-J para la combustión, es accionado por una turbina de vapor que descarga el vapor agotado a un condensador de superficie.

Con vapor se mantiene la fluidización dentro del pozo de catalizador agotado, dentro de la "bota" (FI-23) y en el lateral (FI-85). También se usa inyección de vapor a la salida de los ciclones primarios del regenerador (FI-19) para enfriar los gases de combustión y por este medio, se puede reducir la temperatura en unos 28°C (vapor de Quench)

Para mantener un grado razonable de fluidización de la cama y evitar un flujo inverso del catalizador hacia los anillos de aire y las líneas en caso de falla del soplador de aire, se dispone de vapor de emergencia para cada anillo de aire (MIC-8 y MIC-9).

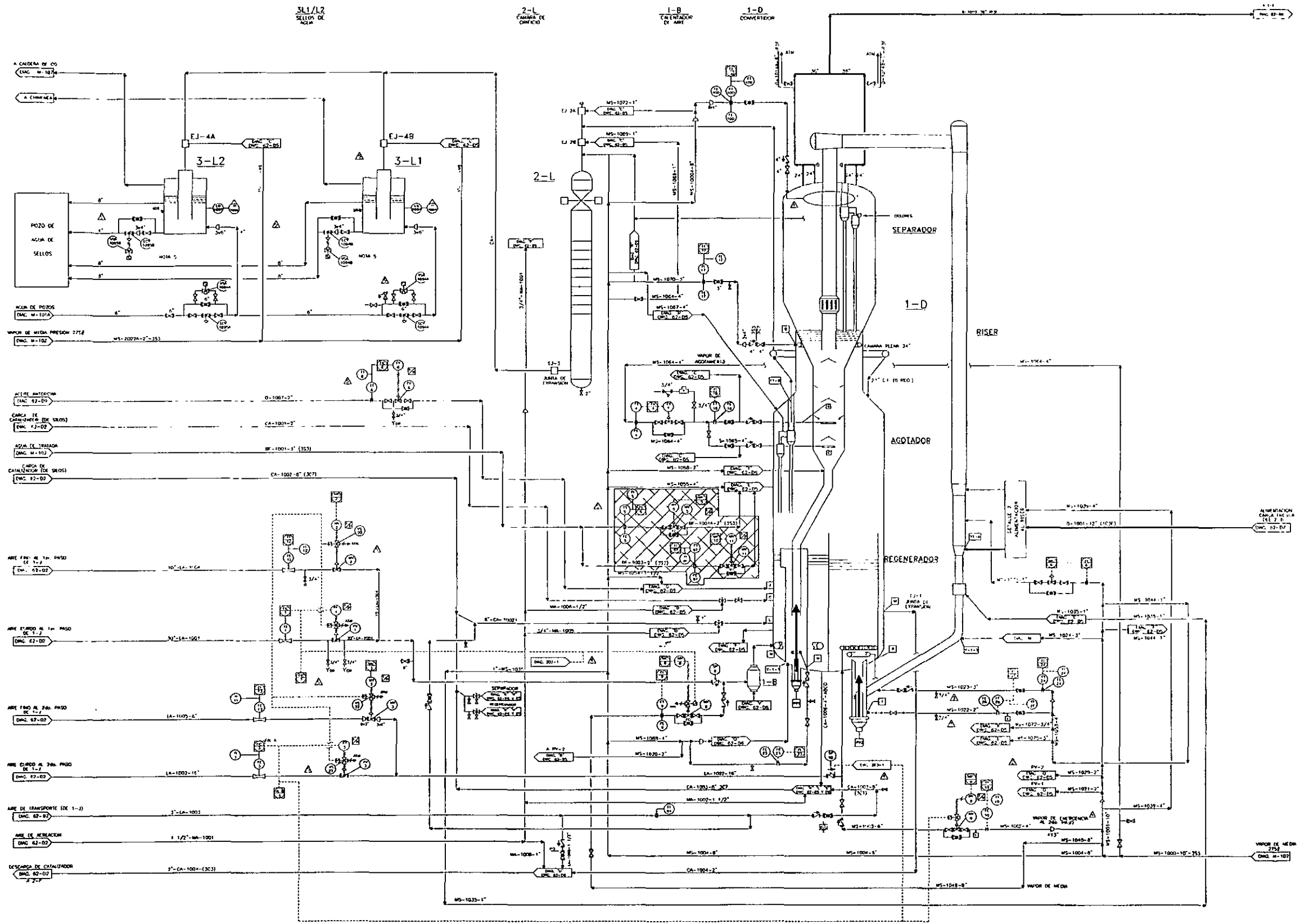
Se dispone aire de una fuente exterior para la línea de adición continua de catalizador, aire de purga de instrumentos y cualquier otro requerimiento de instrumentos.

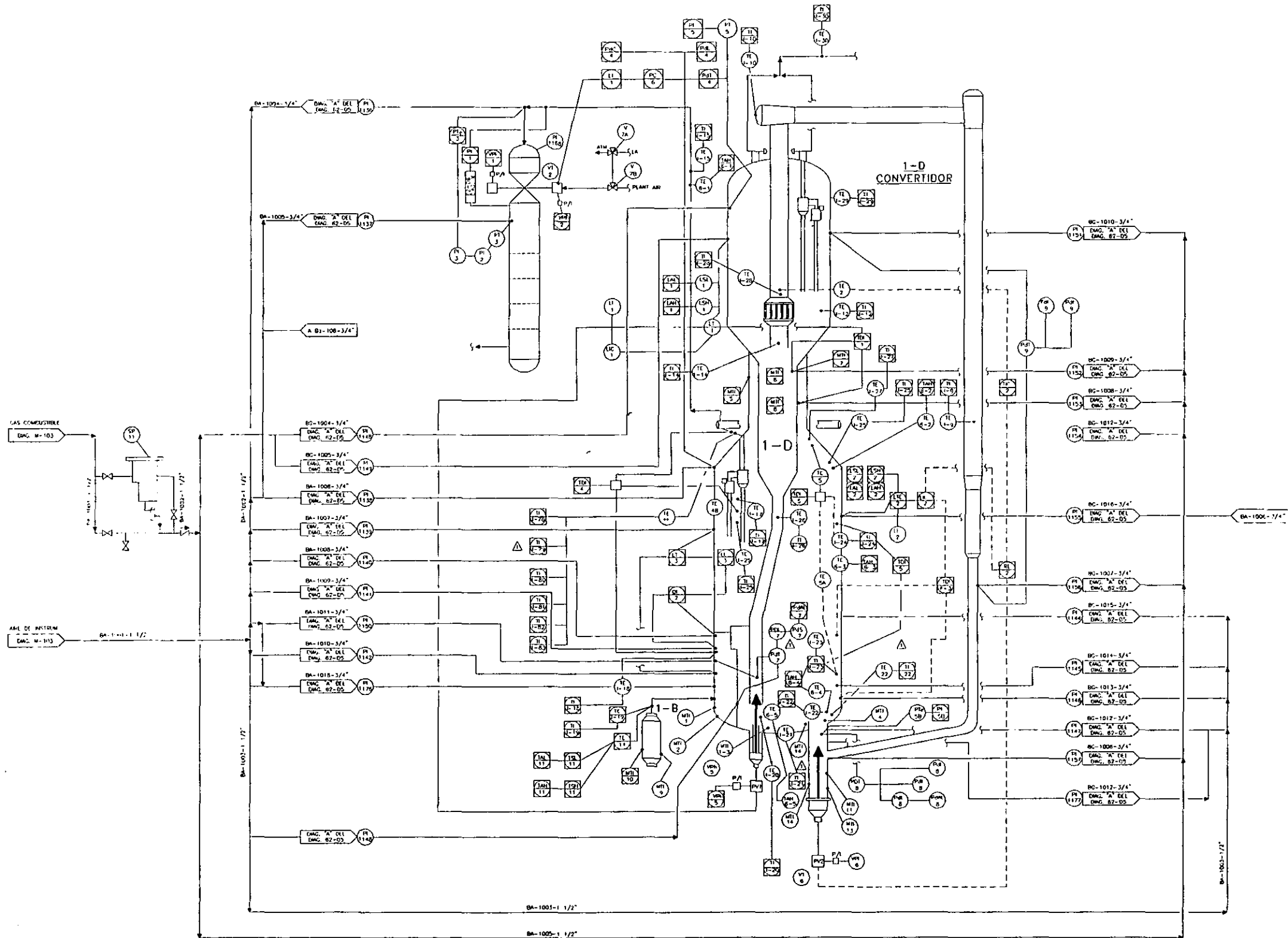
Hay tres silos para el almacenamiento de catalizador. Con ayuda del eyector 12-J se descargará a los silos el catalizador que llegue a carros -tolva y el que se saque del convertidor durante los "sangrados".

Los vapores que salen del convertidor, son una mezcla de hidrocarburos productos de la reacción de desintegración catalítica, vapor de agua e inertes, estos entran por el fondo de la Torre Fraccionadora 1-E.

Para entender mejor esta descripción ver los diagramas FQ-DTI-02, FQ-DTI-03 y FQ-DTI-04.





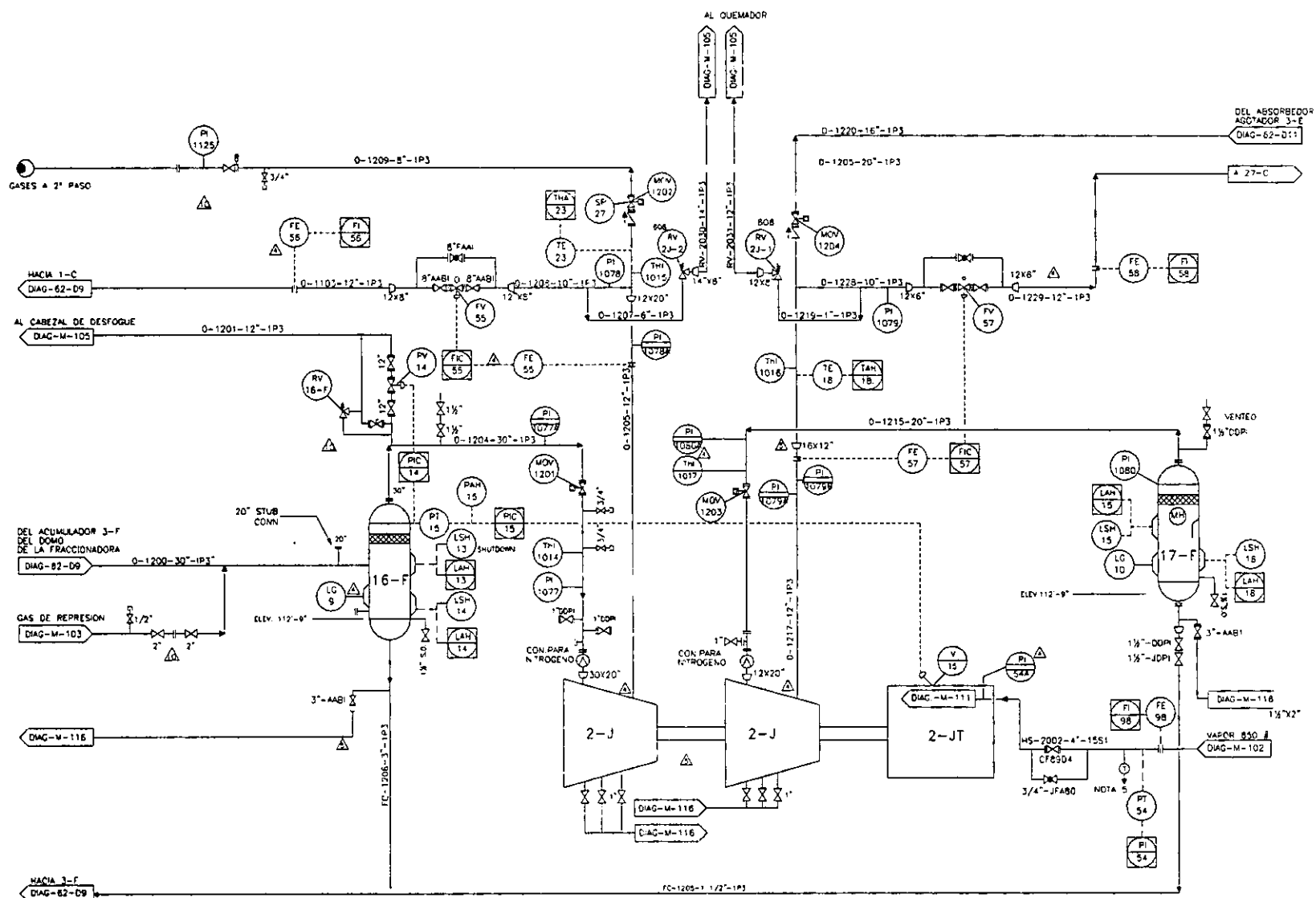


16-F
TANQUE DE LA
PRIMERA ETAPA
DE COMPRESION
7'-6"X14'-0"

2-J
COMPRESOR
DE GAS

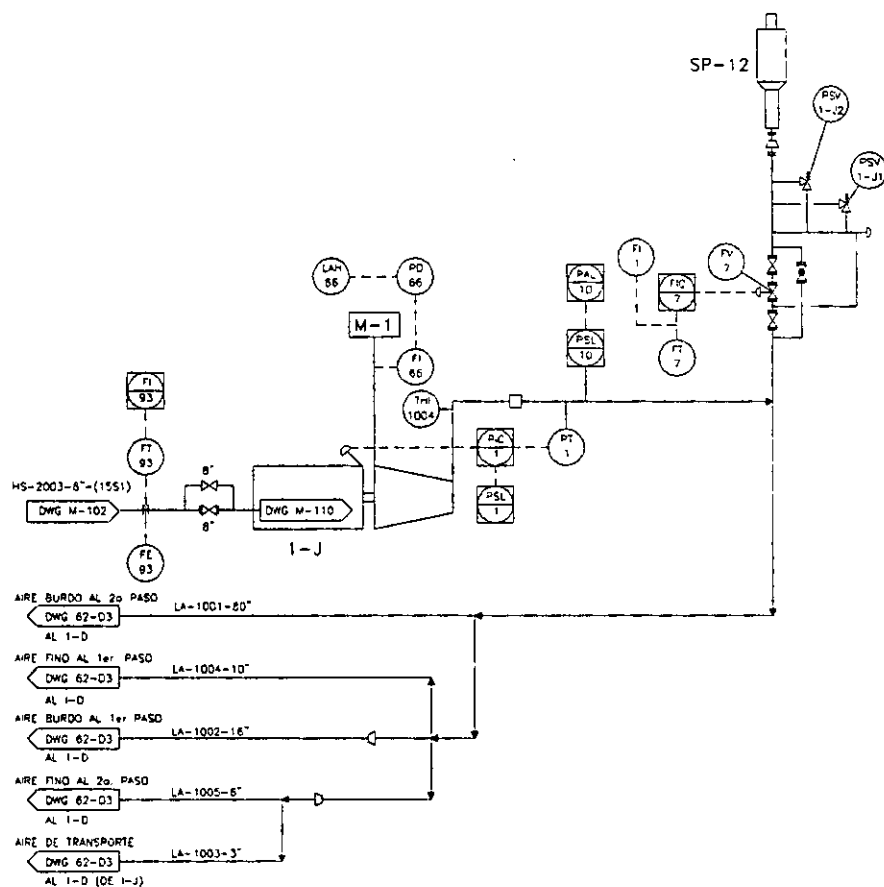
2-JT
TURBINA

17-F
TANQUE DE LA
PRIMERA ETAPA
DE COMPRESION
8'-6"X13'-0"



1-J
SOPLADOR DE AIRE

SP-12
SILENCIADOR



UNAM UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
F.O. FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212

DIAGRAMA DE FLUJO DEL SOPLADOR
DE AIRE 1-J Y SECC. DE COMPRESOR



III.4.2. ANÁLISIS HazOp PARA LA SECCIÓN DE REACCIÓN.

En esta sección de reacción se tienen tres componentes básicos: la zona del reactor tubular donde se produce la reacción, la cámara de separación donde son separados los vapores producidos por la reacción y el catalizador utilizado, y por último la sección de agotamiento donde se elimina el carbón del catalizador para nuevamente utilizarlo.

Estas tres zonas aunque trabajan conjuntamente, se consideraron por separado en el análisis como tres subsistemas debido a que su función en cada una es distinta

Los nodos en esta sección son:

Nodo 5. Reactor tubular de flujo ascendente (Riser).

Nodo 6. Cámara de separación del convertidor 1-D.

Nodo 7. Regenerador del catalizador del convertidor 1-D.

Los resultados del análisis se describen a continuación.





Nodo 5: Reactor tubular de flujo ascendente (Riser)

Desviación 5.1: No Flujo al Riser

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
1. Alimentación de carga fresca por debajo de la capacidad de diseño del riser (menor a 70%)	1. Inestabilidad en el proceso. 2. Paro de planta 3. Alta temperatura en la descarga del riser	1	1	1	1. Se tienen varios indicadores de temperatura con alarma, TI-9, TI-I-28, TIC-2, TI-10.	1	1	1	1. No operar a menos de 70% de carga.	C
2. Obstrucción en la línea de carga al riser.	1. Alta temperatura en la descarga del riser. 2. Bajo nivel en el fondo de la fraccionadora. 3. Erosión más activa en el codo, a la salida del riser. 4. Paro de planta.	4	2	7	1. Se tienen varios indicadores de temperatura con alarma, TI-9, TI-I-28, TIC-2, TI-10. 2. Procedimiento operacional. 3. Procedimiento de emergencia, que incluye la entrada de vapor de emergencia.	3	2	6	1. Seguir cumpliendo con los programas de adiestramiento y los procedimientos operacionales.	B
3. Falla de bomba de alimentación 3-JA/3-JAT.	1. Alta temperatura en la descarga del riser. 2. Bajo nivel en el fondo de la fraccionadora. 3. Erosión más activa en el codo, a la salida del riser. 4. Paro de planta.	5	2	8	1. Igual que en la desviación 5.1 inciso 2. 2. Se tiene bomba de relevo. 3. Programas de mantenimiento preventivo y correctivo.	3	2	6	1. Estudio de la posibilidad de que la bomba de relevo arranque en automático, al fallar la bomba que esté en operación.	B



Nodo 5: Reactor tubular de flujo ascendente (Riser)

Desviación 5.2: Baja Temperatura

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
1. Alta Carga	1. Baja la conversión a productos valiosos. 2. Alto nivel en la fraccionadora.	5	2	8	1. Indicadores de temperatura. 2. Válvula de control de flujo. 3-. Procedimiento operativo	4	2	7	1. Revisar todo el circuito de control de flujo de la carga.	B
2. Baja temperatura de precalentamiento (calentador 2B).	1. Baja la conversión a productos valiosos. 2. Alto nivel en la fraccionadora.	5	2	8	1. Indicadores de temperatura. 2. Válvula de control de flujo. 3-. Procedimiento operativo	4	2	7	1. Revisar todo el circuito de control de flujo de la carga.	B
3. Entrada de vapor de emergencia.	1. Se presiona el regenerador. 2. Bajo flujo de aire. 3. Aumenta la presión diferencial. 4. Pérdida de catalizador. Hacia la cámara de orificio. 5. Flujo inverso de vapor hacia el soplador.	4	2	7	1. Hay indicadores de presión en el regenerador. 2. Válvula de control de flujo de vapor de media hacia el regenerador. 3. Las válvulas de retención en la línea de aire.	3	2	6	1. Estudiar la posibilidad de modernizar las válvulas. MV8 y MV9. 2. Seguir cumpliendo el mantenimiento de las válvulas de control. 3. Modernizar el sistema de protecciones de toda la planta (revisar normas NOM,PEMEX, etc.).	B



Nodo 5: Reactor tubular de flujo ascendente (Riser)

Desviación 5.2: Baja Temperatura

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
4. Bajo flujo de catalizador	1. Baja la conversión a productos valiosos. 2. Alto nivel en la fraccionadora. 3. Alto nivel en el regenerador. 4. Paro de planta	5	2	8	1. Válvula tapón PVI y PV2. 2. Indicador de presión diferencial en el RISER con alarma. 3. Anillos de vapor para fluidización de catalizador.	4	2	7	1. Realizar un estudio para tener las condiciones óptimas de operación del soplador 1J. 2. Estudiar los parámetros del catalizador al hacer un cambio de formulación para un comportamiento adecuado en el convertidor.	B
5. Baja temperatura del catalizador	1. Carbonización del catalizador. 2. Paro de planta. 3. Bajo rendimiento de producto valioso. (Gasolina)	4	2	7	1. Indicadores de temperatura en el regenerador. 2. Procedimientos operacional.	3	2	6	1. Realizar un estudio para tener las condiciones óptimas de operación del soplador 1J. 2. Estudiar los parámetros del catalizador al hacer un cambio de formulación para un comportamiento adecuado en el convertidor.	B
6. Composición de la carga (más ligero).	1. Mayor presión en el separador. 2. Bajo rendimiento de productos valiosos.	4	2	7	1. Control de calidad de la carga. 2. Indicador de temperatura.	3	2	6	1. Optimizar la carga para que esté dentro de los límites aceptables de calidad.	B



Nodo 5: Reactor tubular de flujo ascendente (Riser)

Desviación 5.3: Alta Temperatura

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
1. Mayor flujo de catalizador al riser.	<p>1. Disminuye el rendimiento de productos valiosos y aumento de la producción de gas seco.</p> <p>2. El compresor 2J debe de operar a más RPM para desplazar los gases.</p> <p>3. Baja la actividad del catalizador por mayor formación de coque.</p> <p>4. Descontrol por alto flujo de gas sección URV.</p>	5	2	8	<p>1. Se tienen indicadores con alarma por alta temperatura y además el TIC-2.</p> <p>2. Se tiene el PDI-9 que mide la presión diferencial en el riser.</p>	4	2	7	1. Estudiar la posibilidad de tener un mejor sistema de medición de la temperatura en el riser. El actual sistema depende de un termopar frágil.	B



Nodo 5: Reactor tubular de flujo ascendente (Riser)

Desviación 5.3: Alta Temperatura

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
2. Mayor temperatura en el regenerador.	<p>1. Disminuye el rendimiento de productos valiosos y aumento de la producción de gas seco.</p> <p>2. El compresor 2J debe de operar a más RPM para desplazar los gases.</p> <p>3. Baja la actividad del catalizador por mayor formación de coque.</p> <p>4. Descontrol por alto flujo de gas sección URV.</p>	5	2	8	<p>1. Se tienen indicadores de temperatura, TI-15, TI-17, TI-18, TI's-23 al 25 y TI-27 y temperaturas de los ciclones TI's-78 al 83. Todos estos tiene su alarma en el SCD.</p> <p>2. Se hacen tomas de temperatura a la pared exterior del convertidor, por infrarrojo.</p>	3	2	6	<p>1. Estudiar la posibilidad de instalar un analizador continuo de los gases de combustión en el regenerador.</p> <p>2. Estudiar la conveniencia de instalar un control avanzado para el sistema Soplador-Convertidor-fraccionadora.</p>	B
3. Menos flujo de carga	<p>1. Inestabilidad en el proceso.</p> <p>2. Paro de planta</p> <p>3. Alta temperatura en la descarga del riser</p>	1	1	1	<p>1. Se tienen varios indicadores de temperatura con alarma, TI-9, TI-1-28, TIC-2, TI-10.</p>	1	1	1	<p>1. No operar a menos de 70% de carga.</p>	C



Nodo 5: Reactor tubular de flujo ascendente (Riser)

Desviación 5.4: Menos Flujo

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
1. Alineación de recirculación larga, durante la operación normal.	1. Aumento de nivel en el fondo de la fraccionadora. 2. Se debe de bajar carga al riser.	3	2	6	1. Indicador de nivel en la fraccionadora. 2. Se tiene indicador de la posición de la válvula REC-L. 3. Procedimientos operacionales de paro o arranque de planta. 4. Se tiene en el campo indicación de la posición de la válvula REC-L	2	2	4	1. Seguir cumpliendo con los programas de capacitación al nuevo personal y procedimientos de operación de paro y/o arranque.	B



Nodo 5: Reactor Tubular de Flujo Ascendente (Riser)

Desviación 5.5: Más Flujo

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
1. Falla de una válvula de control en posición de abierto.	1. Baja temperatura de reacción. 2. Disminución en el rendimiento de productos valiosos (Gasolina y LPG). 3. Si la temperatura baja a menos de 490 C, se debe de parar la planta.	5	2	8	1. Programas de mantenimiento preventivo a válvulas automáticas. 2. Programas de capacitación a operadores y operarios. 3. Se tienen indicadores de flujo y alarmas por alto flujo en el SCD.	3	2	6	1. Efectuar un estudio para determinar si procede cambiar o solo modernizar las válvulas de control de la carga. FV-35 y FV-36. 2. Continuar con el programa de calibración y prueba a válvulas de control.	B
2. Que se quede alineada en posición de abierto, la FV-39, control de flujo de lodos al reactor.	1. Igual que la desviación 5.3 inciso 1. (anterior).	4	2	7	1. Programas de mantenimiento preventivo a válvulas automáticas. 2. Programas de capacitación a operadores y operarios. 3. Se tienen indicadores de flujo y alarmas por alto flujo en el SCD.	3	2	6	1. Efectuar un estudio para determinar si procede cambiar o solo modernizar las válvulas de control de la carga. FV-35 y FV-36. 2. Continuar con el programa de calibración y prueba a válvulas de control.	B
3. Que las bombas de alimentación entren a operar simultáneamente.	1. Igual que la desviación 5.3 inciso 1. (anterior).	5	2	8	1. Programas de mantenimiento preventivo a válvulas automáticas. 2. Programas de capacitación a operadores y operarios. 3. Se tienen indicadores de flujo y alarmas por alto flujo en el SCD. 4. Se tiene un indicador de arranque o paro de la bomba de relevo en el SCD (Sistema de Control Distribuido)	3	2	6	1. Seguir cumpliendo con el procedimiento de paro y arranque de bombas.	B



Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
1. Baja circulación de catalizador al riser.	<p>1. Baja la conversión a productos valiosos.</p> <p>2. Alto nivel en la fraccionadora.</p> <p>3. Paro en la circulación de catalizador</p> <p>5. Explosión interna en el regenerador.</p>	5	2	8	<p>1. Válvula tapón PV1 y PV2.</p> <p>2. Indicador de presión diferencial en el RISER con alarma.</p> <p>3. Anillos de vapor para fluidización de catalizador.</p>	4	2	7	<p>1. Realizar un estudio para tener las condiciones óptimas de operación del soplador 1J.</p> <p>2. Estudiar los parámetros del catalizador al hacer un cambio de formulación para un comportamiento adecuado en el convertidor.</p>	B
2. Baja presión diferencial entre el horno y la cámara de separación.	<p>1. Paro en la circulación de catalizador</p> <p>2. Flujo inverso de carga.</p> <p>3. Explosión en el regenerador.</p>	4	2	7	<p>1. PDIC-4, PIC-6, PI-5, indicadores de nivel.</p> <p>2. Procedimientos de emergencia.</p>	3	2	6	<p>1. Modernizar interlocks de la planta.</p> <p>2. Estudiar la posibilidad de reprogramar el control distribuido para que solicite confirmación de datos en equipos críticos y actualizar los procedimientos operativos con esta recomendación.</p> <p>3. Adecuar y aplicar procedimientos para selección de personal de acuerdo a las necesidades de la planta.</p> <p>4. Evaluar la efectividad de los programas de capacitación.</p>	B



Nodo 6: Cámara de Separación del Convertidor 1-D

Desviación 6.1: Bajo Nivel

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
3. Perforación en la bajante. (pérdida de control del catalizador en la bajante)	<p>1. Paso de gases de combustión hacia el separador.</p> <p>2. Baja eficiencia del compresor 2-J, ya que el CO, CO₂, N₂ y O₂ del los gases del regenerador se pasan hacia la corriente de HC's.</p> <p>3. Alto contenido de CO₂ en el gas ácido y alto contenido de N₂ en el gas seco.</p>	3	2	6	<p>1. Programa de reparación general.</p> <p>2. Control de presión en la succión de 2-J (PIC-15), indicador de flujo de gas seco.</p> <p>3. Instrucciones del manual del fabricante.</p>	2	2	4	<p>1. Realizar un estudio para encontrar los tiempos óptimos de corrida de planta.</p> <p>2. Seguimiento estrecho a las concentraciones de CO, CO₂, N₂ y en la corriente de gas seco y gas ácido para determinar la gravedad de la perforación.</p> <p>3. Ajustar la presión en el regenerador de tal manera de tener un Diferencial de presión lo mas bajo posible.</p> <p>4. Estar consientes de que en cualquier paro de planta, se debe de sacar de operación el soplador 1.J, para evitar tener aire en el separador.</p>	B
4. Que abra completamente la PV1.	1. Baja temperatura en el regenerador.	4	2	7	<p>1. Controlador de nivel LIC-1.</p> <p>2. Indicador de presión diferencial PDI-7.</p>	3	2	6	1. Estudiar una mejor tecnología para medición de nivel de catalizador.	B
5. Que cierre completamente la PV2.	<p>1. Baja temperatura en el riser.</p> <p>2. Flujo inverso hasta válvula PV-2.</p> <p>3. Bajo rendimiento de productos valiosos.</p> <p>4. Paro de planta.</p>	4	2	7	<p>1. Controlador de temperatura en el riser TIC-2.</p> <p>2. Indicador de presión diferencial PDI-8.</p> <p>3. Mantenimiento preventivo a la válvula PV-2.</p>	3	2	6	1. Estudiar una mejor tecnología para medición de nivel de catalizador.	B



Nodo 6: Cámara de Separación del Convertidor 1-D

Desviación 6.1: Bajo Nivel

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
6. Alta presión en la cámara de separación.	<p>1. Paro en la circulación de catalizador</p> <p>2. Flujo inverso de carga.</p> <p>3. Explosión en el regenerador.</p>	4	2	7	<p>1. PDIC-4, PIC-6, PI-5, indicadores de nivel.</p> <p>2. Procedimientos de emergencia.</p>	3	2	6	<p>1. Modernizar interlocks de la planta.</p> <p>2. Estudiar la posibilidad de reprogramar el control distribuido para que solicite confirmación de datos en equipos críticos y actualizar los procedimientos operativos con esta recomendación.</p> <p>3. Adecuar y aplicar procedimientos para selección de personal de acuerdo a las necesidades de la planta.</p> <p>4. Evaluar la efectividad de los programas de capacitación.</p>	B
7. Obstrucción en la PV2.	<p>1. Baja temperatura en el riser.</p> <p>2. Flujo inverso hasta válvula PV-2.</p> <p>3. Bajo rendimiento de productos valiosos.</p> <p>4. Paro de planta.</p>	3	2	6	<p>1. Programa de reparación general.</p>	2	2	4	<p>1. Realizar un estudio para encontrar los tiempos óptimos de corrida de planta.</p> <p>2. Seguimiento estrecho a las concentraciones de CO, CO₂, N₂ y en la corriente de gas seco y gas ácido para determinar la gravedad de la perforación.</p> <p>3. Ajustar la presión en el regenerador de tal manera de tener un Diferencial de presión lo mas baja posible.</p>	B



Nodo 6: Cámara de Separación del Convertidor 1-D

Desviación 6.1: Bajo Nivel

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
8. Falsa señal de nivel alto o de nivel normal.	1. Baja temperatura en el regenerador.	5	2	8	1. Calibración y prueba de instrumentos. 2. Medición de niveles del regenerador.	5	2	8	1. Estudiar una mejor tecnología para mejorar la medición del nivel de catalizador.	A
9. Bajo inventario de catalizador.	1. Inestabilidad en la circulación de catalizador. 2. Alta temperatura en la fase diluida de catalizador del horno. 3. Bajo rendimiento.	5	2	8	1. Silo de almacenamiento. 2. Programa de inventarios. 3. Sistema institucional de almacenes.	2	2	4	1. Realizar un estudio para tener las condiciones óptimas de operación del soplador 1J. 2. Estudiar los parámetros del catalizador al hacer un cambio de formulación para un comportamiento adecuado en el convertidor.	B
10. Pérdida de catalizador por falla en los ciclones.	1. Aumento de sólidos en lodos de la fraccionadora. 2. Erosión interna en tuberías, accesorios y equipos.	3	2	6	1. Indicadores de nivel. 2. Pichanchas en las bombas de fondos 9-J's y 11-J's y 10-J's. 3. Dilución de lodos con aceite cíclico pesado. 4. Programa de reparación general.	3	2	6	1. Realizar un estudio para encontrar los tiempos óptimos de corrida de planta. 2. Seguimiento estrecho a las concentraciones de CO, CO ₂ , N ₂ y en la corriente de gas seco y gas ácido para determinar la gravedad de la perforación. 3. Ajustar la presión en el regenerador de tal manera de tener un Diferencial de presión lo mas baja posible. 4. Estar consientes de que en cualquier paro de planta, se debe de sacar de operación el soplador 1J, para evitar tener aire en el separador.	B



Nodo 6: Cámara de Separación del Convertidor 1-D

Desviación 6.2: Instrumentación Obsoleta

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
1. Existen transmisores con principio de medición ya anticuado, cuando se comparan con los últimos diseños de instrumentos que realizan la misma función. Ejemplo: Nivel de catalizador en el convertidor.	1. Inestabilidad en la operación. 2. Riesgo de incidentes. 3. Paro de planta.	5	4	9	1. Instrumentación actual, a la que se le debe de dar mantenimiento con mayor frecuencia.	5	3	9	1. Hacer un estudio para cambiar, modernizar y/o actualizar los instrumentos y equipo dinámico ya obsoleto o bien que ya haya cumplido con su vida de servicio o se tenga en el mercado equipo o instrumentos de un mejor diseño.	A
2. Existen válvulas automáticas que se operan en manual, debiéndose operar en automático, debido a que fueron mal seleccionadas.	1. Operación inestable. 2. Productos fuera de especificación. 3. Complicación del trabajo del operador.	5	3	9	1. Capacitación y adiestramiento del operador.	5	2	8	1. Hacer un estudio para adecuar las válvulas y los instrumentos, especialmente los que tienen problemas para operarse en automático.	A



Nodo 6: Cámara de separación del convertidor 1-D

Desviación 6.3: Más Presión

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
1. Alta temperatura en el riser, por alto flujo de catalizador y/o por alta temperatura en la carga, etc. (El intervalo de operación segura es de 490 a 523 °C.)	1. Bajo rendimiento de gasolina. 2. Bajo nivel en la fraccionadora 1-E. 3. Daño en los internos del separador.	5	2	8	1. Control de temperatura TIC-2 en la salida del riser. 2. TI-1-28 con alarma en el control distribuido. 3. Indicador de presión PI-5 en el separador. 4. LIC-7, control de nivel de la fraccionadora, con redundancia. 5. Procedimientos de operación. 6. Simulacros operacionales.	4	2	7	1. Hacer un estudio para modernizar el sistema de medición, control y protecciones. (Idem a la desviación de bajo nivel de este nodo). 2. Hacer un estudio para mejorar y actualizar los conocimientos de los operadores y que su capacitación vaya de acuerdo con los avances de la instrumentación.	B
2. Entrada de vapor de emergencia.	1. Daño en los internos del separador. 2. Bajo rendimiento de gasolina. 3. Alto nivel en la fraccionadora 1-E	4	2	7	1. Válvula automática MV-6 de regulación del flujo. 2. Control de flujo MIC-6, con su indicador en el SCD, con alarma por alto flujo. 3. El PI-5 que indica la presión en el separador, con su alarma en el SCD.	3	2	6	1. Modernizar (cambiar) las válvulas automáticas.	B



Nodo 6: Cámara de separación del convertidor 1-D

Desviación 6.3: Más Presión

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
3. Perforación en algún punto de la pared que separa al horno y al separador.	1. Explosión en el interior del separador.	3	3	7	1. El PI-5 que indica la presión en el separador, con su alarma en el SCD. 2. Análisis de los gases de salida de la columna 9-E, contactor de gas seco con amina. 3. Programa de mantenimiento general de la planta, durante los paros programados.	2	3	6	1. En cada paro institucional intensificar la revisión para proceder al cambio oportuno de las líneas sometidas a abrasión dentro del convertidor. 2. Hacer un estudio de las trampas de vapor, en las líneas de vapor al convertidor.	B
4. Alto flujo de vapor al domo del separador	1. Daños a los internos.	3	2	6	1. Indicador de flujo local FI-100. 2. Procedimientos operacionales. Indicador de presión PI-5.	2	2	4	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento a instrumentos.	B
5. Que cualquiera de las válvulas entre la fraccionadora 1-E y el compresor 2-J esté cerrada, bloqueada u obstruida.	1. Flujo inverso (Surge) en el compresor. 2. Paro de planta.	3	2	6	1. Válvulas FIC-55 y 57 de recirculación al primero y segundo paso del compresor 2-J. 2. PIC-14 y 15 en la succión del compresor 2-J. 3. Procedimientos operacionales de paro y arranque. 4. PI-5 en el separador.	2	2	4	1. Seguir cumpliendo con los procedimientos operacionales.	B



Nodo 6: Cámara de separación del convertidor 1-D

Desviación 6.3: Más Presión

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
6. Obstrucción en el interior de la torre 1-E.	1. Flujo inverso (Surge) en el compresor. 2. Paro de planta. 3. Daños en el empaque de la torre.	3	2	6	1. Programa de revisión del empaque de la torre en cada paro institucional. 2. PIC-14 y 15 en la succión del compresor 2-J. 3. PI-5 en el separador.	2	2	4	1. Cumplir con el programa de revisión del empaque de la torre en cada paro institucional.	B
7. Falla de agua de enfriamiento en los enfriadores 1-C's y/o 38-C.	1. Daño a los equipos dinámicos y estáticos. 2. Paro de planta.	4	2	7	1. Bombas de relevo para el agua de enfriamiento en la torre CT-100. 2. Simulacros de contraincendio y operacionales para el caso de falla del agua de enfriamiento. 3. Programa de mantenimiento preventivo al equipo dinámico.	3	2	6	1. Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo al equipo dinámico. 2. Asegura el adecuado refaccionamiento para poder cumplir con la recomendación anterior.	B
8. Falla del compresor 2-J.	1. Paro de planta.	4	2	7	1. PIC-14 en la succión del 2-J, que manda momentáneamente a desfogue la producción. 2. Mantenimiento programado en cada paro institucional. 3. Monitoreo continuo del desplazamiento y la vibración del compresor y turbina.	3	2	6	1. Seguir cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo al equipo dinámico. 2. Estudiar la posibilidad de adquirir un gobernador de velocidad de la turbina del 2-J, con tecnología de punta.	B



Nodo 7: Regenerador del catalizador del convertidor 1-D

Desviación 7.1: Menos Presión

Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	F	G	R	Recomendación	Clas
1. Orificio en las paredes entre el regenerador y el separador	<p>1. Paso de gases de combustión hacia el separador.</p> <p>2. Baja eficiencia del compresor 2-J, ya que el CO, CO₂, N₂ y O₂ del los gases del regenerador se pasan hacia la corriente de HC's.</p> <p>3. Alto contenido de CO₂ en el gas ácido y alto contenido de N₂ en el gas seco.</p>	3	2	6	<p>1. Programa de reparación general.</p> <p>2. Control de presión en la succión de 2-J (PIC-15), indicador de flujo de gas seco.</p> <p>3. Instrucciones del manual del fabricante.</p>	2	2	4	<p>1. Realizar un estudio para encontrar los tiempos óptimos de corrida de planta.</p> <p>2. Seguimiento estrecho a las concentraciones de CO, CO₂ y N₂ en la corriente de gas seco y gas ácido para determinar la gravedad de la perforación.</p> <p>3. Ajustar la presión en el regenerador de tal manera de tener un Diferencial de presión lo mas baja posible.</p> <p>4. Estar consientes de que en cualquier paro de planta, se debe de sacar de operación el soplador 1J, para evitar tener aire en el separador.</p>	B



III.5. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS

Para el análisis de Árbol de Falla se seleccionaron de las dos secciones en estudio, precalentamiento de carga y reacción, los siguientes nodos:

1. Sección de precalentamiento
 - 1.1 Daño al Tanque 12-F.
 - 1.2 Incendio en el calentador 2-B.
2. Sección de reacción.
 - 2.1 Explosión interna en el regenerador del convertidor 1-D.

En cada uno de los análisis se desglosaron todas las posibles causas por el cual pudiese ocurrir el evento culminante y se les asignó una probabilidad a los eventos básicos.

Cabe mencionar que debido a que no se contaba con registros de accidentes de alguna planta catalítica, en los eventos básicos, el valor de las probabilidades se determinaron a partir de la siguiente Tabla 3.4.

Tabla 3.4.RELACIÓN DE FRECUENCIA Y PROBABILIDAD⁸

Probabilidad	Frecuencia
10^0	Inminente (puede ocurrir en cualquier momento)
$10^{-1} - 10^{-2}$	Muy probable (ha ocurrido o puede ocurrir varias veces al año)
$10^{-3} - 10^{-4}$	Probable (ha ocurrido o puede ocurrir en un año)
$10^{-5} - 10^{-6}$	Poco probable (no se ha presentado en 5 años)
$10^{-7} - 10^{-8}$	Improbable (no se ha presentado en 10 años)
10^{-9}	No se ve probabilidad de que ocurra

Con las probabilidades de los eventos básicos o intermedios, se calculó la probabilidad del evento culminante con la teoría de conjuntos. Si el nodo implicaba un "Y" se multiplicaban las probabilidades y si indicaba un "O" se sumaban las probabilidades.





III.5.1. DAÑO AL TANQUE 12-F.

El tanque de balance 12-F tiene un controlador de nivel (LIC-5), que funciona en el momento en que el nivel baja o sube el nivel máximo o mínimo permitido, entonces manda una señal para dejar pasar, o viceversa, la entrada de gasóleos; dependiendo el caso en que se encuentre.

Además cuenta con un sistema de rango dividido, que consiste en un controlador de presión (PIC-77); que al momento de disminuir la presión, éste lo detecta y deja pasar gas combustible para recuperar presión en el tanque de balance 12-F.

En caso contrario, deja de suministrar el gas combustible y se abre la válvula (PV-77B) para disminuir la presión en el tanque. En este caso, también se acciona la válvula de relevo (RV-12-F) para depresionar el sistema.

Ver diagrama FQ-AAF-D1

Considerando como operaran estas protecciones, se realizó el análisis de árbol de fallas para dos posibles causas por el que se pueda dañar el tanque.

a) Sobrepresión. El cual implicaría la explosión del tanque.

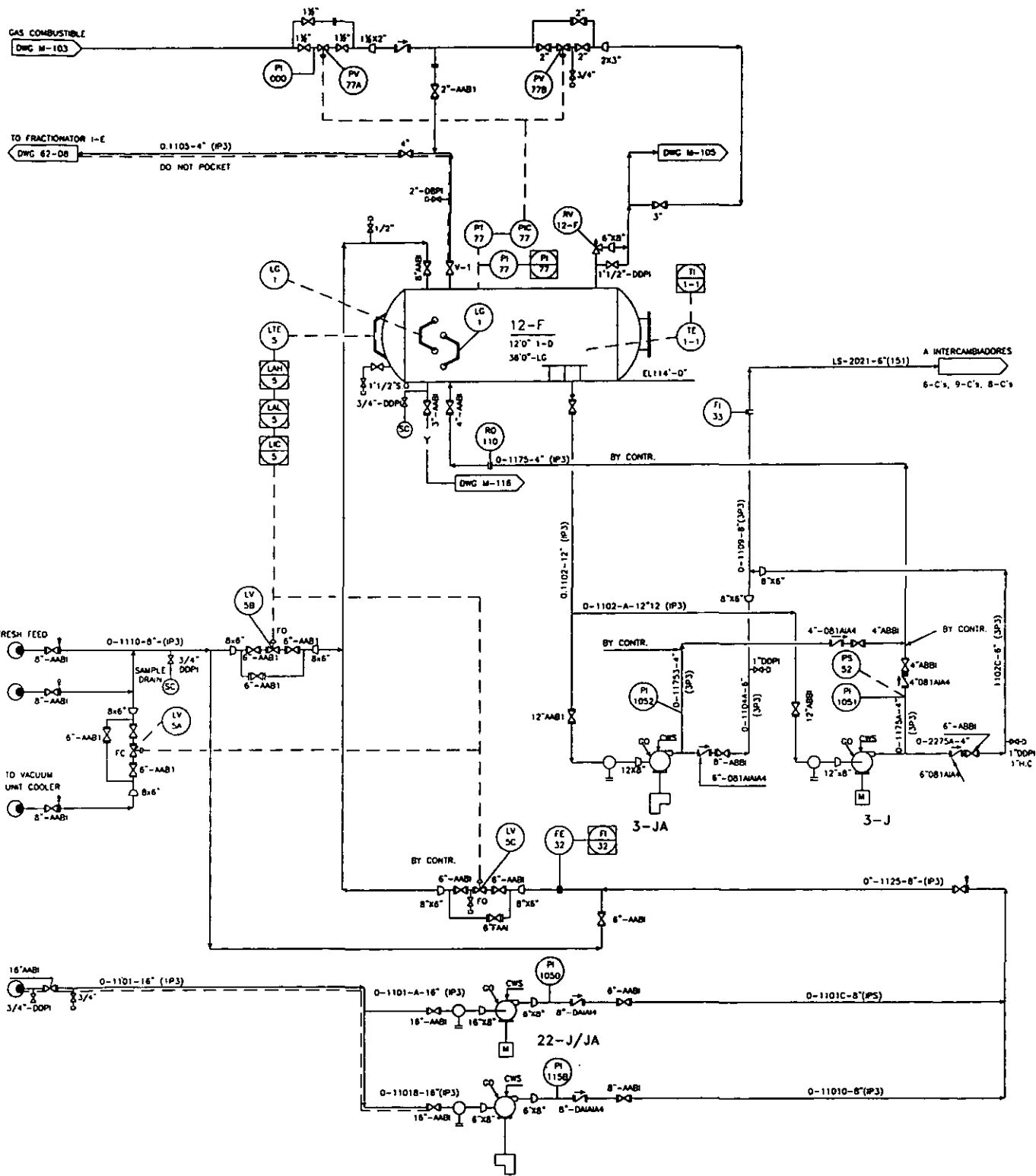
b) Baja presión. Implicando el succionamiento del tanque.

Ver análisis FQ-AAF-01

El resultado obtenido fue:

Evento culminante	Probabilidad de ocurrencia	Frecuencia
Daño al tanque de balance 12-F	2.0×10^{-9}	No se ve probabilidad de que ocurra





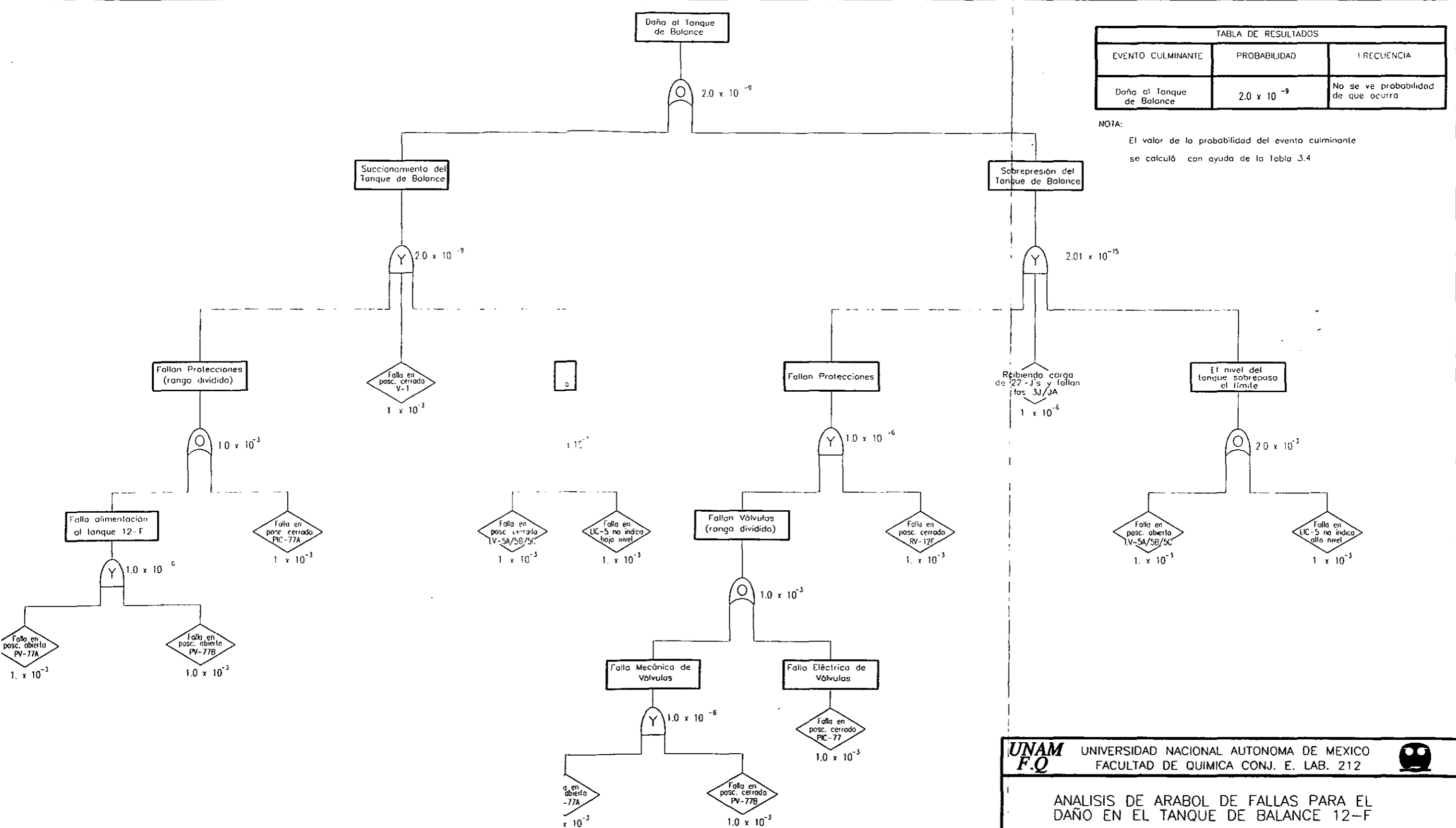


TABLA DE RESULTADOS		
EVENTO CULMINANTE	PROBABILIDAD	FRECUENCIA
Daño al Tanque de Balance	2.0×10^{-9}	No se ve probabilidad de que ocurra

NOTA:
El valor de la probabilidad del evento culminante se calculó con ayuda de la Tabla 3.4



III.5.2. INCENDIO EN EL CALENTADOR 2-B.

El gasóleo que entra al calentador 2-B, el cual ha pasado antes por los intercambiadores 6-C's, 8-C's y 9-C's, es calentado a través de los serpentines por medio de gas combustible.

Un incendio en el calentador 2-B lo provocaría una fuga de gasóleo; ya sea que se inicie en la parte alta del calentador (sección de convección) o en donde los serpentines están en contacto directo con la flama (sección de radiación).

Ver diagrama FQ-AAF-D1

En la sección de radiación, el incendio sería ocasionado por:

- Fragilización de serpentines.
- Sobrepresión en los serpentines.

En la sección de convección, el incendio sería ocasionado solo por:

- Fragilización de los serpentines.

En el análisis de árbol de fallas se desarrollaron las causas por el que se produciría los eventos intermedios antes mencionados.

Ver el análisis FQ-AAF-02.1 y FQ-AAF-02.2.

El resultado obtenido del análisis fue:

Evento culminante	Probabilidad de ocurrencia	Frecuencia
Ruptura de serpentines en el calentador 2-B	7.5×10^{-5}	Poco probable. 1 vez en 5 años

ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA

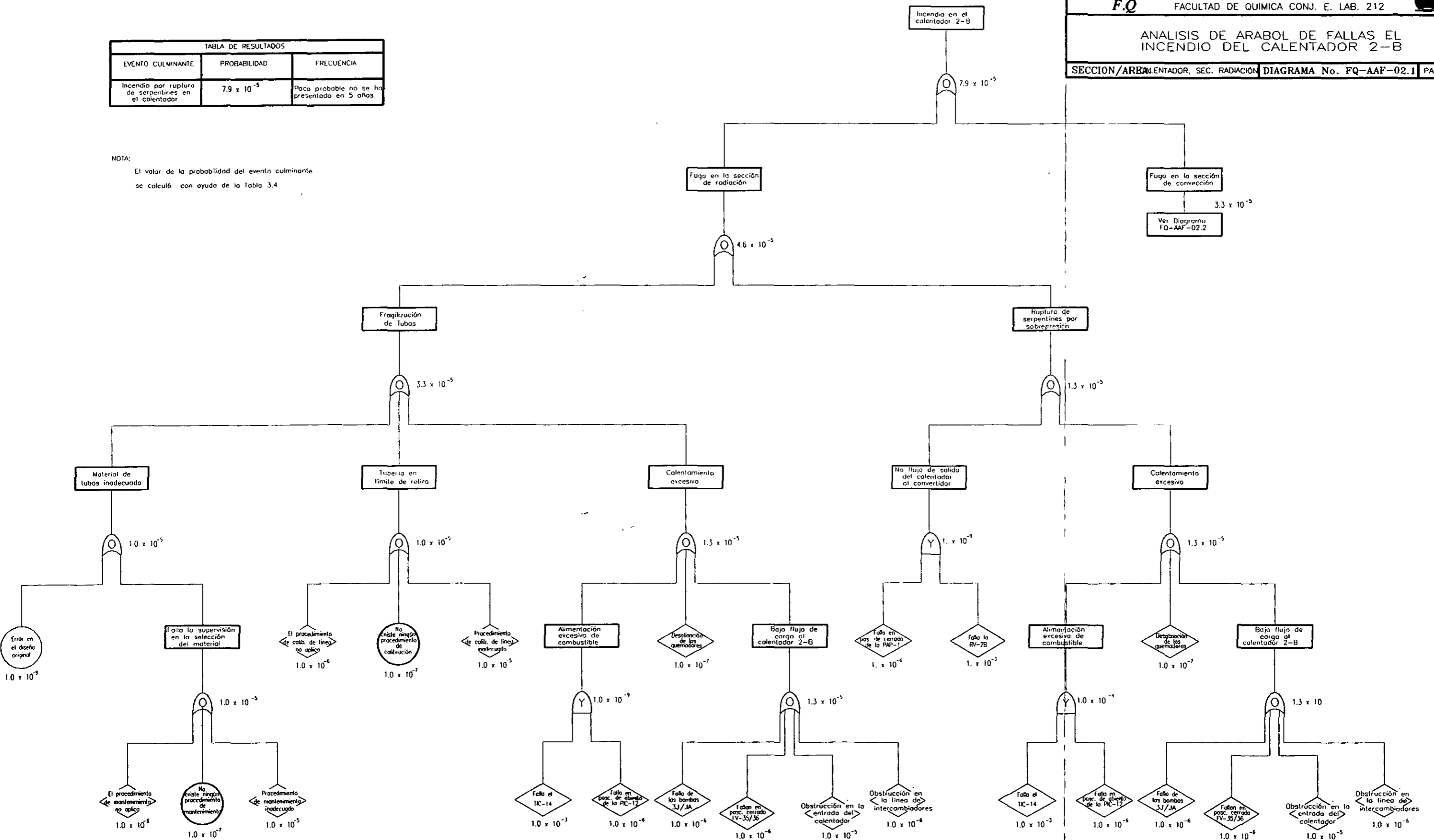




ANALISIS DE ARBOL DE FALLAS EL INCENDIO DEL CALENTADOR 2-B

TABLA DE RESULTADOS		
EVENO CULMINANTE	PROBABILIDAD	FRECUENCIA
Incendio por ruptura de serpentines en el calentador	7.9×10^{-5}	Poco probable no se ha presentado en 5 años

NOTA:
El valor de la probabilidad del evento culminante se calculó con ayuda de la Tabla 3.4





III.5.3. EXPLOSIÓN INTERNA DEL REGENERADOR EN EL CONVERTIDOR 1-D.

En este caso, el evento culminante es debido a la disminución de la presión o por el aumento de presión en el regenerador.

La disminución de la presión diferencial entre la cámara de separación y el regenerador es ocasionada principalmente por falla del compresor 2-J o por falla del soplador 1-J provocando que se pongan en contacto el aire y los vapores de gasolina con más ligeros.

El aumento de la presión en el regenerador puede ser producido por diferentes factores como el aumento de flujo de aire o el aumento de temperatura, los cuales se desglosaron en el árbol de fallas.

Haciendo las consideraciones antes mencionadas se realizó el Análisis de Árbol de Fallas obteniendo el siguiente resultado.

Ver análisis FQ-AAF-03

Evento culminante	Probabilidad de ocurrencia	Frecuencia
Explosión interna del regenerador en el convertidor 1-D	6.01×10^{-4}	Probable. Puede ocurrir en un año.





CAPITULO IV
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES



**IV.1. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL HazOp**

Del análisis HazOp realizado, se obtuvo como resultado una serie de recomendaciones en donde se generalizaron muchas de ellas y en otras se complementó para llevarlas a cabo, dando como resultado:

- 3 Actividades clase A, es decir de acción inmediata.
- 22 Actividades clase B, de prioridad media.
- 1 Actividades clase C, de baja prioridad pero sin descartarlas.
- 6 Actividades clase B, que se están cumpliendo.

En la siguiente tabla se presenta las actividades a realizarse producto de las recomendaciones.

LISTA DE RECOMENDACIONES DEL HazOp

Clase	Actividad
A	1. Hacer un estudio para cambiar, modernizar y/o actualizar los instrumentos y equipo dinámico ya obsoleto o bien que ya haya cumplido con su vida de servicio o se tenga en el mercado equipo o instrumentos de un mejor diseño en toda la planta.
A	2. Hacer un estudio para adecuar las válvulas y los instrumentos, especialmente para las que tienen problemas para operarse en automático en la sección de la cámara de separación; ya que algunas se operan manuales siendo éstas automáticas.
A	3. Llevar un control de candado de la válvula de recirculación que llega hasta los tanques de carga TV-70/71.
B	4. Elaborar un programa de mantenimiento para la válvula de relevo RV-12F.
B	5. Incluir en el procedimiento de operación una lista de comprobación que incluya la verificación del alineamiento correcto de las válvulas que van de la línea de carga de límite de batería hasta el tanque de balance 12-F.
B	6. Verificar que se tenga presión positiva en el tanque 12-F, antes de empezar a tener flujo de alimentación y así evitar el colapso del tanque 12-F.
B	7. Hacer un estudio para determinar el tiempo en que se deben calibrar las placas de orificio del FI-35 y FI-36, para que la entrada de flujo de gasoleos al calentador 2-B sea la correcta.
B	8. Estudiar la posibilidad que la bomba de relevo 3-JAT arranque en automático al momento de que la bomba 3-J que está en operación falle.





Clase	Actividad
B	9. Revisar que todo el circuito de control de flujo de carga al Riser esté calibrado correctamente, para evitar una alta o baja carga.
B	10. Hacer un estudio para instalar un indicador de posición para las válvulas MV-8 y MV-9 en el sistema de control distribuida.
B	11. Modernizar los sistemas de protección contra incendios y accidentes laborales revisando las normas NOM, PEMEX e internacionales que apliquen.
B	12. Revisar que el soplador 1-J funcione siempre correctamente, y cuando se le de mantenimiento realizarlo siguiendo puntualmente el programa
B	13. Cuando se realice un cambio en la formulación del catalizador, estudiar las variantes para que su comportamiento sea satisfactorio en el convertidor.
B	14. Optimizar la composición de la carga para que esté dentro de los límites aceptables de calidad.
B	15. Buscar un mejor sistema de medición de la temperatura en el Riser debido a que el actual sistema depende de un termopar frágil (TIC-2)
B	16. Estudiar la posibilidad de instalar un analizador continuo de los gases de combustión en el regenerador
B	17. Adecuar y aplicar procedimientos para la selección del personal de acuerdo a las necesidades de la planta.
B	18. Evaluar la efectividad de los programas de capacitación del personal.
B	19. Incluir en los procedimientos de operación para situaciones no rutinarias, el hecho de que en cualquier paro de planta, se debe de sacar de operación el soplador 1J, para evitar que se pongan en contacto los gases y el aire en la cámara de separación.
B	20. Estudiar la posibilidad de adquirir un gobernador de velocidad de la turbina del 2-J.
B	21. Realizar un estudio para encontrar los tiempos óptimos de corrida de planta.
B	22. En cada paro institucional intensificar la revisión de líneas, para proceder al cambio oportuno para aquellas que son sometidas a abrasión.
B	23. Hacer un estudio de cuantificación de trampas de vapor para verificar que son las suficientes en la línea de vapor que se dirige al convertidor.
B	24. Mantener siempre una diferencial de presión entre el regenerador y la cámara de separación de 0.5 Kg.
B	25. Hacer estudio para analizar la conveniencia de instalar detectores de temperatura en los tubos del calentador 2-B.
C	26. No operar a menos de 70% de carga.



**LISTA DE ACTIVIDADES QUE SE ESTÁN CUMPLIENDO**

Clase	Actividad
B	1. Seguir cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo en todos los equipos de la planta así como en la de los instrumentos.
B	2. Seguir con el programa de pruebas de calibración en todos los sistemas de control.
B	3. Cumplir con el programa de simulacros operacionales.
B	4. Continuar cumpliendo con el programa de rotación de bombas y de mantenimiento preventivo y predictivo al equipo electromecánico.
B	5. Continuar cumpliendo con el programa de prueba de alarmas y protecciones.
B	6. Continuar la aplicación de la técnica APP (Actividad de prevención del peligro).

Además de las recomendaciones que se sugirieron en el análisis HazOp, se necesitó de otras recomendaciones para complementar el análisis, dando como resultado 14 actividades clase B y 2 actividades C adicionales; que a continuación se presentan.

LISTA ADICIONAL DE RECOMENDACIONES

Clase	Actividad
B	1. Instalar más circuitos cerrados con cámara de televisión que manden señal hacia el cuarto de control (búnker).
B	2. Hacer un estudio para la integración de una bomba accionada con motor de combustión interna, turbina o motor eléctrico y un sistema de aspersores a condensadores en el cabezal de agua de enfriamiento que va a la planta FCC.
B	3. Mejorar la calidad química del agua de enfriamiento de la torre CT-100 para evitar ensuciamiento de los tubos en los condensadores, ya que traen exceso de materia orgánica.
B	4. Realizar un estudio para mejorar la calidad del aire de instrumentos para que este seco y no contenga partículas.
B	5. Que el personal de recursos humanos haga un estudio tendiente a evitar el absentismo y que el personal tenga que doblar turno.
B	6. Incluir en los procedimientos de operación una lista de verificación, con todos los pasos a seguir al poner o sacar de operación una bomba.
B	7. Continuar con la rutina de purgado de tanques de carga TV-70 y TV-71.
B	8. Estudiar la posibilidad de instalar un densímetro y/o conductímetro en el circuito de carga a la planta.





Clase	Actividad
B	9. Incluir lista de verificación para el paro o arranque de cambiadores de calor.
B	10. Verificar que los termómetros de campo estén visibles y con señal confiable.
B	11. Cumplir al 100% con el programa de mantenimiento en paro institucional.
B	12. Estudiar la posibilidad de mandar al sistema de control distribuido la señal de presión de la descarga de las bombas 23-J/JA, incluyendo un interlock de protección para las bombas, con alarma por baja y alta presión.
B	13. Estudiar la posibilidad de instalar un sistema de monitoreo de la planta, con cámaras de infrarrojo y con sistema de detección de puntos calientes.
B	14. Estudiar la posibilidad de instalar un sistema de detectores de fuego, en toda la planta.
C	15. Que el personal de recursos humanos realice un estudio de las causas de distracción del personal de la planta.
C	16. Hacer un listado de todos los instrumentos que no cuentan con una identificación, para darles así un nombre y que queden representados en los diagramas de tubería e instrumentación.





IV.2. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ÁRBOL DE FALLAS.

Los resultados obtenidos en los árboles de fallas pueden variar considerablemente debido a que, la probabilidad calculada en los eventos culminantes fue a partir de valores aproximados; a pesar de ello, estos árboles reflejan como se pueden manejar los valores de probabilidad en dado caso que se cambien por otros.

Comparando los resultados de los tres árboles de fallas que se realizaron; el evento culminante que es más probable que se presente es el de la explosión interna en el regenerador, por lo que hay que reforzar más los trabajos de mantenimiento y capacitar mejor al personal que labore en esta zona para evitar cualquier tipo de incidente o accidente que de cómo resultado el evento culminante.

Aunque no hay que subestimar los otros dos eventos culminantes; todo lo contrario, es evidente que si se dejara de dar mantenimiento a los instrumentos y a los equipos o no se hiciera correctamente estos trabajos o simplemente no se alinearan correctamente las válvulas en el momento del arranque de la planta; estos eventos se pueden presentar.

Hay que aclarar que si se llegara a presentar algún evento básico o intermedio, no necesariamente se presentará el evento culminante; siempre y cuando se detecte el evento básico o intermedio a tiempo y se realicen todas las medidas necesarias para controlarlo y así no genere una cadena de eventos que desemboque al evento culminante.

Se concluye que un árbol de fallas se puede realizar para cualquier evento que nosotros queramos estudiar y mientras más conozcamos las causas que pueden generar el evento culminante, más desarrollado estará nuestro árbol de fallas y, en el caso que no nos interese saber la probabilidad de ocurrencia o no sepamos





la frecuencia con que pueden ocurrir los eventos básicos, el árbol de fallas que se obtendría sería cualitativo y no cuantitativo.

Por último es importante señalar que, con el HazOp y con el árbol de fallas, se tienen las suficientes herramientas para tomar medidas necesarias (esto es programas de capacitación, de prevención de accidentes, entre otros) para evitar que estos riesgos se presenten; o en su defecto, saber que hacer en el caso de que ocurran. Pero para complementar nuestro estudio, un análisis de afectación o calificación relativa se podría elaborar, pasando a otra etapa de estudio en donde el objetivo principal sería determinar el alcance máximo de estos eventos en el supuesto caso que ocurrieran.

Aunque este tipo de análisis no se realizó aquí, por estar fuera de nuestros objetivos y porque nuestra intención era únicamente identificar riesgos en este tipo de planta, no se debe descartarlo, pues este tipo estudio complementa las recomendaciones anteriormente sugeridas.





IV.3. CONCLUSIONES FINALES

Con el Análisis de Riesgos que se realizó lo que resalta más es la necesidad de que los instrumentos y los sistemas de control de toda la planta siempre estén en buenas condiciones; es decir, que siempre cuenten con un mantenimiento y calibración, debido a que son los que prácticamente controlan las condiciones de operación de la planta.

Esto implica además, que se debe contar con información tecnológica actualizada, para estar renovando los sistemas de control aumentando la precisión y exactitud de estos instrumentos.

Mientras más sistemas de control se tengan en una planta más automatizada se vuelve; no así la capacitación de los operadores: Independientemente que una planta este automatizada, los operadores deben saber como manejar la planta con o sin instrumentos por si en alguna ocasión se presenta alguna emergencia.

Aquí es donde radica la diferencia entre un técnico y un profesionista; en que el técnico se concreta a algo específico siendo en muchas ocasiones experto en su área específica, pero su formación no abarca diversas áreas, por lo que no son capaces de resolver problemas en casos de emergencia.

Por lo que el Ingeniero Químico debe tener una visión más amplia del proceso en el que esté trabajando para resolver ese tipo de problemas, en algún momento dado que se presente y más aún, que sepa como prevenirlos buscando siempre la mejor solución.

Es por eso que se debe mantener siempre bien informado, no solo en cuestión de seguridad y normatividad, sino también en información tecnológica e investigación científica.





NOTAS Y BIBLIOGRAFÍA





NOTAS

1. Manual del Sistema Integral de la Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental. Publicado por la Dirección Corporativa de Sistemas de Seguridad Industrial. PEMEX. Octubre de 1998.
2. El Análisis de Riesgos está contemplado en el Art. 32 de la Ley General de Equilibrio Ecológico y Protección al Ambiente. Publicado en el Diario Oficial de la Federación el 20 de Enero de 1988.

La OSHA en la sección 1910 cuenta con la norma 119 "Process Safety Management of Highly Hazardous Chemicals 1910.119" publicado el 14 de febrero de 1992.

3. Otras definiciones se pueden citar:

- Conjunto de técnicas que consisten en la identificación, análisis y evaluación sistemática de la probabilidad de la ocurrencia de daños asociados a los factores externos, fallas en los sistemas de administración, con la finalidad de controlar y/o minimizar las consecuencias en los empleados, público general, el medio ambiente, la producción y/o las instalaciones (equipo y maquinaria). Definición dada por el SIASPA.
- Trabajo organizado aplicando un método específico para identificar y evaluar los riesgos asociados con el proceso y tiene la finalidad de desarrollar medidas de control. Betancourt Domínguez. Taller de Análisis de Riesgos. CONIQ.

4. Plan de estudios para la Carrera de Ingeniería Química de la Facultad de Química de la UNAM actualizado (1988).

5. Otra clasificación más general citada por el Bufete de Profesionales en Seguridad Industrial, S.A de C.V en su Taller de Análisis de Riesgos es:

Los modelos de Análisis de Riesgos se clasifican en: Riesgos y Afectación.

Afectación: Son análisis cuantitativos usando programas (SIRIA, SCRI, ARCHI).

Riesgos: Dividida en análisis cualitativos y cuantitativos.





Análisis Cualitativos: Índice Mond, Dow, HazOp y HAZAN.

Análisis Cuantitativos: Árbol de fallas y de afectación.

6. Más estrictamente, el peligro es la propiedad de un agente químico, biológico o físico en una serie de condiciones; mientras que el riesgo es una función de la probabilidad y consecuencia, es decir, el peligro es la potenciabilidad de daño y riesgo es la probabilidad de daño.

7. Accidente: Evento o combinación de eventos no deseados e inesperados, instantáneos o no, que tienen consecuencias tales como lesiones o enfermedad al personal, daño al medio ambiente, daño a las instalaciones o alteración a la actividad del proceso.

Incidente: Es el evento o combinación de eventos no planeados que se deben a errores humanos, fallas en los equipos y/o fenómenos naturales, que bajo circunstancias un poco diferentes pudo tener o no consecuencias para el personal, la población, el medio ambiente, la producción y/o las instalaciones.

8. UNAM-Facultad de Química. Taller de Análisis de Riesgos y Operabilidad. México, 1999.





BIBLIOGRAFÍA

1. Santamaría Ramiro, J.M. y Braña Aísa, P.A.

Análisis de Riesgos en la Industria Química.

Fundación MAPFRE, España, 1994.

2. IMP

Hazard Assesment and Risk Analysis Techniques for Process Industries.

Mexico City, 1994.

3. Asociación Mexicana de Higiene y Seguridad.

Principios Generales de la Ingeniería de Seguridad. La Esencia de la Ingeniería es la Seguridad.

Arturo Butrón Silva.

México, Mayo 1993.

4. UNAM-Facultad de Química.

Taller de Análisis de Riesgos y Operabilidad.

México, 1999.

5. Bufete de Profesionales en Seguridad Industrial, S.A. de C.V.

Taller de Análisis de Riesgos.

Ing. Ramón Domínguez Betancourt.

6. J.H. Garay y G.E Handwerk.

Refino de Petróleo, Tecnología y Economía.

Ed. Reverté, S.A

España 1995.





7. E. B. Evans.

Moderna Tecnología del Petróleo.

Ed. Reverté. 1963.

8. Publicación de la Dirección Corporativa de Sistemas de Seguridad Industrial.
PEMEX.

Manual del Sistema Integral de la Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental.

Octubre de 1998.

Aclaración: Los números que aparecen en paréntesis después de algún título o subtítulo, es para hacer referencia de las fuentes utilizadas usando la numeración que aparece en la bibliografía.

